

VŠB – Technická univerzita Ostrava
Fakulta strojní
Katedra hydromechaniky a hydraulických zařízení

Návrh cirkulační smyčky pro dopravu vápenného mléka

Draft of Circulation Loop for Transport of Lime Milk

Student:

Bc. Pavel Čajka

Vedoucí diplomové práce:

Ing. Jana Jablonská, Ph.D.

Ostrava 2016

Zadání diplomové práce

Student: **Bc. Pavel Čajka**
Studijní program: N2301 Strojní inženýrství
Studijní obor: 2302T043 Hydraulika a pneumatika
Téma: **Návrh cirkulační smyčky pro dopravu vápenného mléka**
Draft of Circulation Loop for Transport of Lime Milk
Jazyk vypracování: čeština

Zásady pro vypracování:

1. Stanovte viskozitu vápenného mléka.
2. Navrhněte trasu smyčky vápenného mléka.
3. Návrh světlosti jednotlivých částí vápenné smyčky s ohledem na různé provozní stavy.
4. Stanovte tlakové ztráty a navrhněte vhodná cirkulační čerpadla.
5. Navrhněte způsob udržování optimálního tlaku ve vápenné smyčce a možnosti regulace.

Seznam doporučené odborné literatury:

- [1] JANALÍK, J., *Potrubní hydraulická a pneumatické doprava*. Ostrava: VŠB-TU Ostrava, 1998. 199 s.
- [2] Firemní materiály KOČKA, inženýrské technologie, spol. s r.o.
- [3] MELICHAR, J., BLÁHA, J., BRADA, K., *Hydraulické stroje: konstrukce a provoz*. Vyd. 1. Praha: ČVUT, 2002. 378 s. ISBN 80-01-02657-4.
- [4] DVOŘÁK, L., *Vlastnosti tekutin*. Ostrava: VŠB-TU Ostrava, 2010.
- [5] KUPKA, F., HRBEK, J., JANALÍK, J., *Hydraulická doprava v potrubí*. Praha: SNTL Praha, 1970. 306 s.
- [6] ČSN 01 6910 *Úprava písemností psaných strojem nebo zpracovaných textovými editory*. 1997.
- [7] ČSN ISO 690 *Bibliografické citace. Obsah, forma a struktura*. 1996.

Formální náležitosti a rozsah diplomové práce stanoví pokyny pro vypracování zveřejněné na webových stránkách fakulty.

Vedoucí diplomové práce: **Ing. Jana Jablonská, Ph.D.**

Datum zadání: 11.12.2015

Datum odevzdání: 16.05.2016



doc. Dr. Ing. Lumír Hružík
vedoucí katedry

doc. Ing. Ivo Hlavatý, Ph.D.
děkan fakulty

Místopřísežné prohlášení studenta

Prohlašuji, že jsem celou diplomovou práci včetně příloh vypracoval samostatně pod vedením vedoucí diplomové práce a uvedl jsem všechny použité podklady a literaturu.

V Ostravě 13. 5. 2016

.....
podpis studenta

Prohlašuji, že

- jsem byl seznámen s tím, že na moji diplomovou práci se plně vztahuje zákon č. 121/2000 Sb., autorský zákon, zejména § 35 – užití díla v rámci občanských a náboženských obřadů, v rámci školních představení a užití díla školního a § 60 – školní dílo.
- beru na vědomí, že Vysoká škola Báňská – Technická univerzita Ostrava (dále jen „VŠB-TUO“) má právo nevýdělečně ke své vnitřní potřebě diplomovou práci užít (§ 35 odst. 3).
- souhlasím s tím, že diplomová práce bude v elektronické podobě uložena v Ústřední knihovně VŠB-TUO k nahlédnutí a jeden výtisk bude uložen u vedoucí diplomové práce. Souhlasím s tím, že údaje o kvalifikační práci budou zveřejněny v informačním systému VŠB-TUO.
- bylo sjednáno, že s VŠB-TUO, v případě zájmu z její strany, uzavřu licenční smlouvu s oprávněním užít dílo v rozsahu § 12 odst. 4 autorského zákona.
- bylo sjednáno, že užít své dílo – diplomovou práci nebo poskytnout licenci k jejímu využití mohou jen se souhlasem VŠB-TUO, která je oprávněna v takovém případě ode mne požadovat přiměřený příspěvek na úhradu nákladů, které byly VŠB-TUO na vytvoření díla vynaloženy (až do jejich skutečné výše).
- beru na vědomí, že odevzdáním své práce souhlasím se zveřejněním své práce podle zákona č. 111/1998 Sb., o vysokých školách a o změně a doplnění dalších zákonů (zákon o vysokých školách), ve znění pozdějších předpisů, bez ohledu na výsledek její obhajoby.

V Ostravě: 13. 5. 2016

Čajka
.....
podpis

Jméno a příjmení autora práce:

Pavel Čajka

Adresa trvalého pobytu autora práce:

Za Humny, 261

Veselí nad Moravou, 69801

ANOTACE DIPLOMOVÉ PRÁCE

ČAJKA, Pavel. *Návrh cirkulační smyčky pro dopravu vápenného mléka : diplomová práce.* Ostrava : VŠB – Technická univerzita Ostrava, Fakulta strojní, Katedra hydromechaniky a hydraulických zařízení, 2016, 57 s. Vedoucí práce: Jablonská, J.

Diplomová práce se zabývá návrhem cirkulační smyčky pro dopravu vápenného mléka dle zadaných požadavků. Práce je řešena ve spolupráci s firmou Kočka, inženýrské technologie, která navrhuje komplexní technologická zařízení. V práci je uvedena metodika pro určení kinematické viskozity vápenného mléka při různých koncentracích. Návrh smyčky zahrnuje možnosti regulace.

ANOTATION OF MASTER THESIS

ČAJKA, Pavel. *Draft of Circulation Loop for Transport of Lime Milk : Master Thesis .* Ostrava : VŠB – Technical university of Ostrava, Faculty of Mechanical Engineering, Department of Hydromechanics and Hydraulic Equipment, 2016, 57 p. Thesis head: Jablonská, J.

Master thesis deals with draft of Circulation Loop for Transport of Lime Milk and is designed in collaboration with Kočka, inženýrské technologie that deals with a complex technological equipment. This work presents a methodology for the determination of kinematic viscosity of lime milk at various concentrations. Draft of loop includes pressure control.

Obsah

1	Úvod	10
2	Cirkulační smyčky a doprava vápenného mléka	11
2.1	Cirkulační smyčky	11
2.2	Doprava vápenného mléka	11
3	Rozdělení disperzních soustav a jejich fyzikální vlastnosti	15
3.1	Definice a rozdělení disperzních soustav	15
3.2	Hustota	18
3.3	Křivka zrnitosti.....	19
3.4	Střední velikost zrna.....	20
3.5	Koncentrace	22
3.6	Viskozita suspenzí.....	22
3.7	Rychlost suspenze	23
4	Pohyb částice materiálu v proudu.....	24
4.1	Sedimentační rychlost	25
4.2	Sedimentační rychlost v omezeném prostředí.....	31
4.3	Rychlost vzhledu	34
5	Stanovení vlastností vápenného mléka.....	37
5.1	Výpočet viskozity.....	37
5.2	Viskozita pro různé koncentrace vápenného mléka.....	40
6	Návrh cirkulační smyčky.....	41
6.1	Návrh světlostí pro jednotlivé části cirkulační smyčky	43
6.2	Sedimentační rychlost	44
6.3	Tlakový spád při proudění suspenze	45
6.4	Návrh čerpadel	46
6.5	Návrh udržování optimálního tlaku ve vápenné smyčce	48
6.6	Možnosti regulace	52

7	Závěr.....	54
8	Seznam použité literatury	56
9	Seznam příloh.....	57

Seznam použitých značek a symbolů

a	[1]	Poměrná hustota
a	$[m^2.s^{-1}]$	Zrychlení
c	$[kg.m^{-3}]$	Kalnost
c	[1]	Koncentrace
c_v	[1]	Objemová koncentrace
c_D	[1]	Dopravní koncentrace
c_p	[1]	Prostorová koncentrace
c_m	[1]	Hmotnostní koncentrace
c_x	[1]	Součinitel odporu
c_{x0}	[1]	Součinitel odporu pro kouli
c_{xv}	[1]	Součinitel odporu při vznosu
d	[m]	Průměr částice
$d_{stř}$	[m]	Střední aritmetický průměr
d_g	[m]	Střední geometrický průměr
d_e	[m]	Ekvivalentní průměr
d^*	[1]	Číslo nestejnorodosti materiálu
f	[1]	Součinitel tření
g	$[m.s^{-2}]$	Tíhové zrychlení
n	[1]	Parametr nestejnorodosti
t	[s]	Čas
u'_y	$[m.s^{-1}]$	Svislá složka flukтуаční rychlosti částice
v_p	$[m.s^{-1}]$	Rychlost pevné částice
v_{pk}	$[m.s^{-1}]$	Rychlost částice v ustáleném stavu
v_v	$[m.s^{-1}]$	Rychlost kapaliny
v_s	$[m.s^{-1}]$	Rychlost suspenze
w	$[m.s^{-1}]$	Sedimentační rychlost – rychlost vznosu

w_o	$[m.s^{-1}]$	Sedimentační rychlost kulové částice
w_c	$[m.s^{-1}]$	Sedimentační rychlost při koncentraci c
w^*	$[m.s^{-1}]$	Sedimentační rychlost v potrubí
D	$[m]$	Vnitřní průměr potrubí
F_d	$[N]$	Dynamická síla
F_o	$[N]$	Odporová síla
F_v	$[N]$	Síla vznosu
N	$[1]$	Počet zrn
NV	$[1]$	Nasycení pevné fáze vodou
O_o	$[m^2]$	Měrný povrch zrn
R	$[\%]$	Hmotnostní procento nadsítného zrna
S	$[m^2]$	Plocha
V	$[m^3]$	Objem
V^*	$[m^3]$	Objem materiálu v sypaném stavu
Q	$[m^3.s^{-1}]$	Objemový průtok
Q_m	$[kg.s^{-1}]$	Hmotnostní průtok
W_{zm}	$[1]$	Vlhkost vzorku materiálu
ε	$[1]$	Mezerovitost - pórovitost
μ	$[Pa.s]$	Dynamická viskozita
μ_a	$[Pa.s]$	Zdánlivá viskozita
ν	$[m^2.s^{-1}]$	Kinematická viskozita
ρ	$[kg.m^{-3}]$	Hustota, měrná hmotnost
ρ_p	$[kg.m^{-3}]$	Hustota oxidu vápenatého
ρ_v	$[kg.m^{-3}]$	Hustota vápenného mléka
ρ_p^*	$[kg.m^{-3}]$	Hustota volně sypaného materiálu
Γ	$[m^2.s^{-1}]$	Cirkulace rychlosti
Použité zkratky		
VM		Vápenné mléko

1 Úvod

Při těžbě uranu se dají použít dvě metody, klasická hornická metoda a chemická. Aby se vyplatila metoda klasická, je třeba z jedné tuny vytěžené uranové rudy získat alespoň jeden kilogram uranu. Při nižších koncentracích je z ekonomického hlediska vhodná metoda chemická. Pro hydrochemickou těžbu uranu se používají dva základní postupy. Alkalický karbonátový postup, který je vhodný pro loužení uhličitanových rud, využívá jako hlavní látku uhličitan sodný nebo amonný v oxidačním prostředí. Alkalický způsob loužení je šetrnější k životnímu prostředí, ale jeho nevýhodou je nižší účinnost. Pro loužení silikátových rud se využívá kyselý způsob loužení, který jako hlavní látku používá kyselinu sírovou, jako oxidační činidlo kyselinu dusičnou, chlorečnan sodný, manganistan draselný apod. Jako pomocná látka k výplachu vrtů se využívá kyselina fluorovodíková.

Tyto látky zůstávají ve velkém množství v dolech a zamořují ekosystém. Hydrobariéry, které byly umístěny do vrtů, nezvládají kyseliny zadržet, a proto se musí odčerpávat. V souvislosti s tím vznikají po celém světě dekontaminační zařízení, které smíchávají kyselou tekutinu z dolů se zásaditou kapalinou, která se vyrábí z vápna, tzv. vápenné mléko. Vápenné mléko je suspenze oxidu vápenatého v roztoku hydroxidu vápenatého.

Tato práce se zabývá určením fyzikálních vlastností vápenného mléka, návrhem a regulací cirkulační smyčky, která dodává suspenzi do dekontaminačního reaktoru.

2 Cirkulační smyčky a doprava vápenného mléka

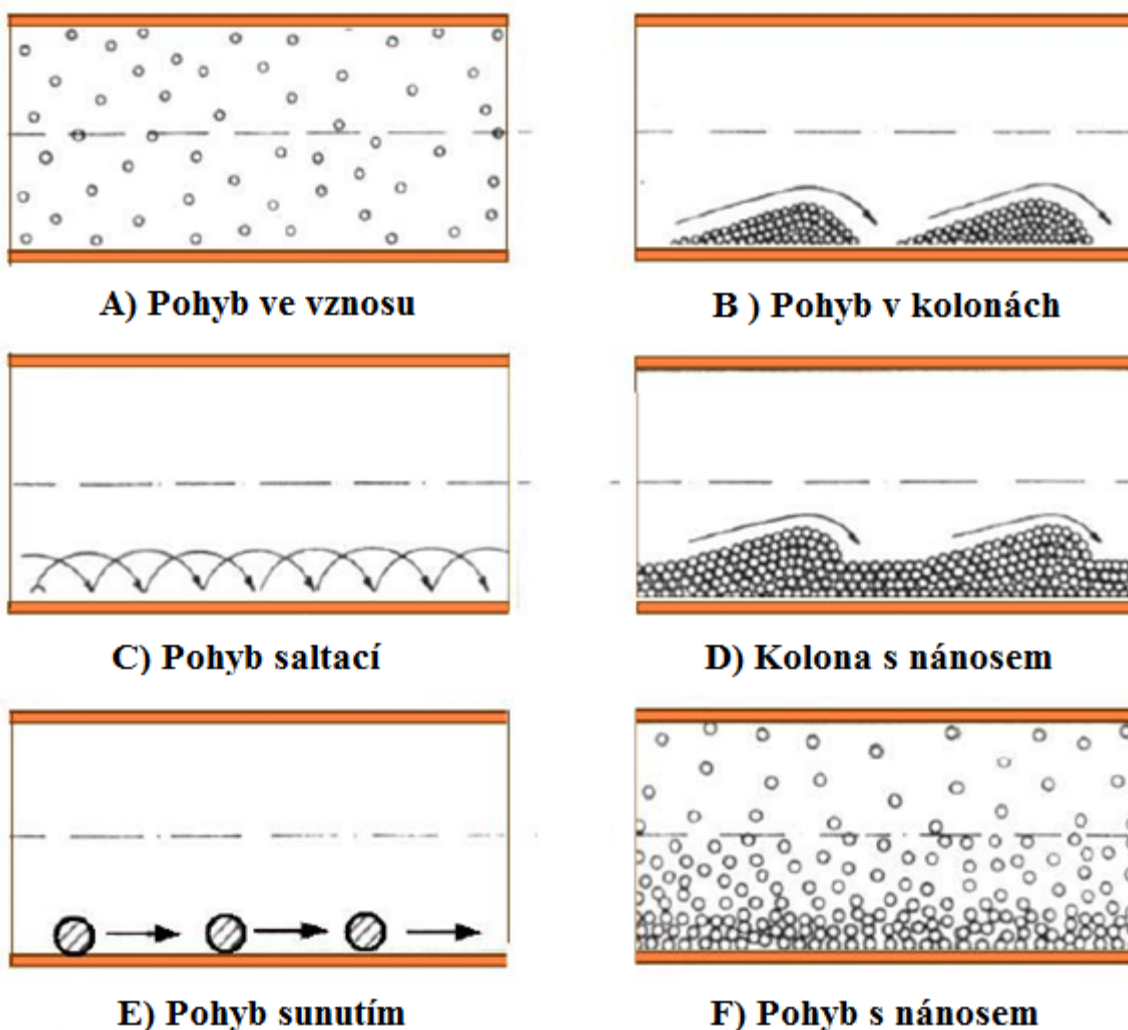
2.1 Cirkulační smyčky

Hlavním úkolem cirkulačních smyček je doprava média (chladicího, ohřívacího, sanačního, mazacího atp.) na místo určení (silně tepelně zatěžované místa stroje, dekontaminační zařízení, místo vzájemně se otírajících částí strojů).

Využití cirkulačních smyček je velmi široké a hojně využívané v průmyslu strojním, stavebním, energetickém atp. Příkladem použití je mazací systém motoru drtivé většiny vozidel jednostopých i dvoustopých, pohon-mobilní hydraulika, chladicí systémy elektráren, vytápění či vychlazování bytů, hal a jiných zařízení.

2.2 Doprava vápenného mléka

Jelikož je vápenné mléko suspenze, můžeme u něj pozorovat několik fází pohybu v závislosti na rychlosti proudění. Pokud je rychlost kapaliny nulová, pevné částice se usazují vlivem gravitace na spodní straně potrubí. I přes to, že kapalina začne proudit, nezačnou se částice pohybovat současně s proudem. K tomu dojde až po určité době, kdy kapalina dosáhne určité rychlosti. Částice se začnou pomalu převalovat přes jiné, dosud nepohyblivé částce. Převalování poté přejde v malé skoky, tzv. pohyb saltací, viz obr. 2.1 A. Při této rychlosti dochází k pomalému tvoření tzv. lavic, které mají charakteristický tvar. Takto vzniklá lavice zúží průřez potrubí, čímž dojde ke zvýšení rychlosti a částice jsou udržovány ve vznosu. Průřez se za lavicí náhle rozšíří, snížená rychlost již nestačí udržet částice ve vznosu, proto částice na konci lavice vypadávají z proudu a usazují se na spodní stěně potrubí. Celá lavice se pak pohybuje pomalým převalováním. Tento pohyb připomíná odvalování nekonečně dlouhého pásu



Obr. 2.1 Základní druhy pohybu materiálu v potrubí [1]

Pokud je koncentrace nízká, dochází k postupnému oddělování jednotlivých lavič. Jesliže dosahuje koncentrace vyšších hodnot, vytvoří se na spodní stěně nánosová vrstva, po které se pohybují lavice materiálu. S rostoucí rychlostí se zvětšují i lavice, což vede k intenzivnějšímu pohybu částic saltací. Při určité rychlosti se lavice rozpadávají, část materiálu je ve vznosu, část materiálu ve formě nánosů ještě leží na spodní stěně potrubí. Dalším zvýšením rychlosti se dostanou všechny částice do vznosu a pohyb přechází do nadkritického stavu.

Při pohybu dispergovaných částic kruhového průřezu můžeme proto rozlišit tyto druhy pohybu jednotlivé tuhé částice, viz obr. 2.1, [1]:

- Pohyb ve vznosu – závislý na měrné hmotnosti obou skupenství a rychlosti pohybu týkající se hlavně strukturních a jemnozrnných suspenzí
- Pohyb saltací – pevné částice se po určité dráze odrážejí od stěny potrubí nebo nánosové vrstvy

- Pohyb klouzavý – částice se pohybují pouze po dně potrubí jednotlivě nebo v celých vrstvách

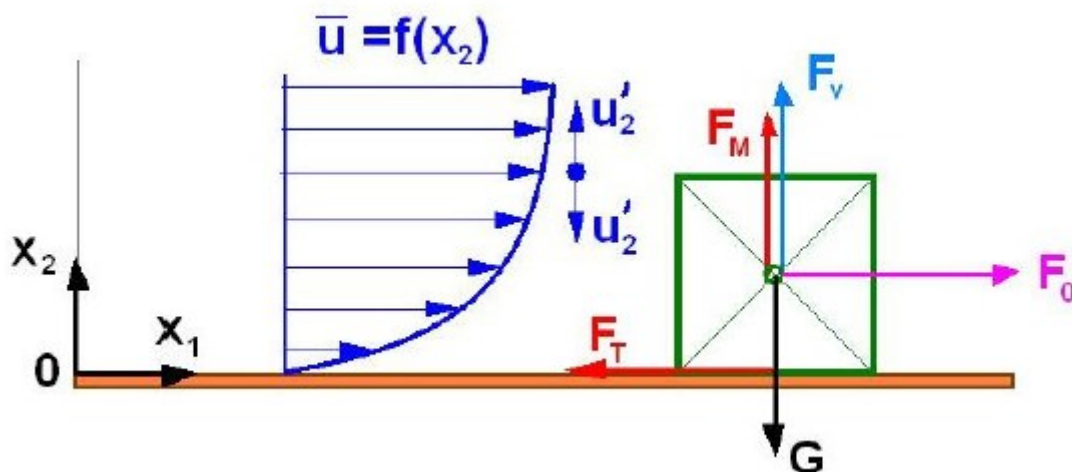
Podle tohoto rozdělení při pohybu proudu suspenze v otevřených tocích se vytvořila i terminologie. Mluvíme pak o plaveninách, splaveninách a nánosech.

Z pohledu proudu suspenze jako celku můžeme rozlišit pohyb v suspenzi bez nánosové vrstvy, pohyb lavic po dně potrubí, pohyb lavic s nánosovou vrstvou (obr. 2.1 F) a nánosovou vrstvou s kluzným povrchem. Takové rozdělení proudění má význam hlavně při určování tlakového spádu, kritické rychlosti a nepřímo se projeví při určování velikosti abraze potrubí. [1]

Při pohybu polydisperzní soustavy je zajímavý způsob vytváření nánosových vrstev a jejich zrnitostní skladby. Při zmenšování rychlosti dochází k vypadávání jednotlivých částic postupně podle velikosti z proudu. Nejdříve začnou vypadávat částice s největším d (za předpokladu $\rho_p = konst.$ pro všechny pevné částice) a začnou se postupně pohybovat saltací po dně potrubí. Pohyb saltací je úzce spjat s působením Magnusovy síly, která působí v podstatě pouze u stěny potrubí a závislá na d^3 , w_c , ρ_p a du/dr . Magnusova síla vyvolává pohyb částic radiálně k ose potrubí, takže při jejím působení s ohledem na závislost lze předpokládat, že k pohybu saltací u velkých zrn bude docházet ještě při relativně nižších rychlostech než u menších částic. Zatímco tedy velká zrna vypadávají z proudu při větších rychlostech, lze počítat s jejich usazením při relativně menších rychlostech než pro částice malé. Proto v usazené vrstvě na dně potrubí najdeme nejprve malé částice a na povrchu vrstvy jsou usazeny částice velké. To vysvětluje, proč je při uvedení částic do vlnosu potřeba daleko větších rychlostí, než bylo třeba k jejich udržení ve vlnosu. [1]

Princip vznášení pevných částic v horizontálním potrubí při turbulentním režimu proudění nebyl dosud uspokojivě matematicky vyřešen. Nepodařilo se zatím ani kvantitativně stanovit podíl jednotlivých sil na udržení částic ve vlnosu, dostatečně přesně je však možno určit druhy sil, které na částici materiálu působí. Vycházíme-li z obr. 2.2, kde pro jednoduchost je nakreslena částice materiálu čtvercového průřezu, vidíme, že ve svislém směru působí především tíhová síla $G = \rho_p \cdot g \cdot V$ a síla vztlaková $F_v = \rho_v \cdot g \cdot V$. Ve vodorovném směru, tj. ve směru proudění působí na částici síla daná čelním odporem. [1]

$$F_0 = c_x \cdot S \cdot \rho_v \cdot \frac{(v_v - v_p)^2}{2} \quad 2.1.$$



Obr. 2.2 Síly působící na pevnou částici [1]

Z rovnice 2.1 je vidět, že tato síla závisí na relativní rychlosti a její velikost je největší, když se částice nepohybuje. Když je částice unášena po spodní stěně potrubí, působí proti směru pohybu ještě i síla třecí:

$$F_T = g \cdot V \cdot (\rho_p - \rho_v) \cdot f \quad 2.2.$$

Protože v potrubí existuje při proudění určitý rychlostní profil (obr. 2.2), bude v důsledku nestejné rychlosti mezi spodní a horní hranou docházet k cirkulaci rychlosti a částice se proto začne otáčet. V důsledku této cirkulace bude na jednotkovou délku částice působit vertikální vztlaková síla (Magnusova síla)

$$F_M = \rho_v \cdot v_p \cdot \Gamma \quad 2.3.$$

Vzhledem k tomu, že uvažujeme turbulentní proudění, budou na pevnou částici působit i síly v důsledku fluktuací rychlosti. Především nás však bude zajímat síla svislá, způsobená složkou fluktuční rychlosti ve směru poloměru potrubí. Tato vertikální síla vyvolaná turbulentními pulzacemi rychlosti je z hlediska vzhledu pevných částí rozhodující a projevuje se zejména u částic malých průměrů. Její velikost můžeme vypočítat z rovnice

$$F = c_x \cdot S \cdot \frac{u_y'^2}{2} \cdot \rho_v \quad 2.4.$$

V blízkosti stěny potrubí je směr rychlosti u_y' do středu potrubí více pravděpodobný. Pro částice velkých průměrů, které se pohybují převážně klouzáním po spodní stěně potrubí je rozhodující síla čelního odporu.

Přítomnost pevných částic má naopak vliv na kinematiku i dynamiku proudění a projevuje se zejména tím, že se zvětšuje vnitřní tření suspenze, zmenšuje velikost turbulentních pulzací, tj. klesá intenzita turbulence, neboť jistá část pulzační energie je spotřebována na udržení částice ve vznosu, a dále přítomnost částic zvyšuje podíl vyšších frekvencí pulzace a způsobuje vyšší disipaci energie, tzn., že křivka energetického spektra se posouvá do oblasti vyšších frekvencí. V procesu vznášení částic je potom třeba rozlišovat dva případy: doba přenosu částic se přibližně rovná době přenosu pulzujících elementů kapaliny, jde tedy o malé částice, nebo doba přenosu je dána dobou, po kterou se částice nachází uvnitř pulzujícího elementu kapaliny, jde-li o jemnozrnné suspenze. První případ nazýváme turbulentní difuzí, druhý turbulentní disipací. [1]

3 Rozdělení disperzních soustav a jejich fyzikální vlastnosti

3.1 Definice a rozdělení disperzních soustav

Disperzní soustava - zkráceně disperze - je hmotný systém, který je tvořen nejméně ze dvou látek, z nichž jedna je rozptýlena (dispergována) ve druhé jako malá částice. Rozptýlenou látku nazýváme disperzum, nerozptýlenou látku disperzní prostředí. Disperzním prostředím může být plyn, kapalina i tuhá látka, dispergované částice mohou představovat mikroskopické částice, se kterými se setkáváme v roztocích nízkomolekulárních látek, makromolekuly, jejich agregáty, popřípadě makromolekulární ionty a konečně nejrůznější útvary, složené z velkého počtu molekul, které představují samostatnou fázi. Přehled základního rozdělení disperzí s ohledem k podílu jednotlivých skupenství ukazuje tabulka 3.1, která je významná i z hlediska názvosloví. Disperzní soustava tuhých částic v tekutině se nazývá suspenze, disperzní soustava tuhých částic v kapalině se nazývá kapalná suspenze.

Disperzní prostředí	Dispergovaná část	Disperzní soustava
plynné	plynná kapalná tuhá	aerodisperzní systém aerosol
kapalné	plynná kapalná tuhá	pěna emulze kapalná suspenze lyosol
tuhé	plynná kapalná tuhá	tuhá pěna tuhá emulze tuhý sol

Tab. 3.1 základní rozdělení disperzních soustav [2]

Disperzní prostředí rozhoduje o skupenském stavu celé disperzní soustavy, pokud není soustava příliš koncentrovaná. Proto mají aerodisperzní soustavy charakter plynu, kdežto kapalně suspenze mají charakter kapaliny.

Z uvedeného přehledu je patrné, že k disperzním soustavám patří [2]:

- soustavy o jedné fázi a více složkách, tj. roztoky, z nichž je dispergovaná část rozptýlená ve formě malých částic v daném disperzním prostředí, které zastává funkci rozpouštědla (např. roztok chloridu sodného ve vodě),
- soustavy o více fázích a jedné složce, ve kterých představují disperzní prostředí (které není rozpouštědlem) a dispergovanou část různé fáze (např. vlhká vodní pára),
- soustavy o více fázích a více složkách, ve kterých se dispergovaná část liší od disperzního prostředí svým složením a také představuje samostatnou fázi (emulze oleje ve vodě).

Disperzní soustavy lze klasifikovat také podle počtu fází. Přitom fází se rozumí část soustavy, která je co do svých vlastností prostorově homogenní. Ve vícefázové soustavě (heterogenní) jsou jednotlivé fáze fyzikálně odlišné a jsou od sebe odděleny fázovým rozhraním, na kterém se vlastnosti systému mění skokem. Z hlediska fyzikální chemie se označují jako homogenní disperze takové disperze, ve kterých disperzní část tvoří s disperzním prostředím jedinou fázi (disperzní část je tedy disperzní složkou) a jako

heterogenní disperze takové disperze, v nichž disperzní část a disperzní prostředí představují dvě různé fáze. Rozhraní mezi dispergovanou částí a disperzním prostředím je v tomto případě fázovým rozhraním.

Všeobecně můžeme říct, že strukturní a hrubší disperzní soustavy jsou soustavami heterogenními, protože jejich dispergované částice obsahují vždy velký počet molekul. U koloidních disperzních soustav narážíme na oba typy a rozlišujeme proto koloidní roztoky, které řadíme k homogenním soustavám a koloidní soli, které patří k soustavám heterogenním.

Dispergované částice mohou být v disperzním prostředí na sobě celkem nezávislé. Mohou být do jisté míry vzájemně uspořádány, konečně seskupení dispergovaných částic může být tak těsné, že se disperzní prostředí může téměř úplně vyplnit (kaučuk nabobtnalý v benzenu). Podle velikosti dispergovaných částic se dá třídit disperzní soustavy obdobně, jak ukazuje tabulka 3, sestavená pro suspenze.

Suspenze	Velikost částic d (mm)	Kinetická stálost	Charakteristika pohybu a částic
analytická	$d \leq 10^{-6}$	stálá	intenzivní tepelný pohyb, částice amikroskopické
koloidní	$10^{-6} < d \leq 5 \cdot 10^{-3}$		intenzivní Brownův pohyb, částice submikroskopické
strukturní	$10^{-3} < d \leq 5 \cdot 10^{-2}$	nestálá	slabý Brownův pohyb, částice mikroskopické
jemnozrnná	$5 \cdot 10^{-2} < d \leq 2 \cdot 10^{-1}$		působí převážně vnější silové pole,
hrubodisperzní	$2 \cdot 10^{-1} < d \leq 2 \cdot 10^0$		částice makroskopické
heterogenní	$d > 2 \cdot 10^0$		

Tab. 3.2 Rozdělení suspenzí podle velikosti dispergovaných částic [2]

K analytickým disperzním soustavám patří disperze nízkomolekulárních látek, jejichž přítomnost se prokazuje analyticky (proto název analytické). Volba hranic mezi jednotlivými disperzními soustavami nemá hlubší zdůvodnění - jde o plynulý přechod - a její vznik je určen především chováním jednotlivých skupin. Dolní a především horní hranice jednotlivých skupin se ne vždy udávají shodně a při jejich volbě se obvykle vychází z toho, že rozměry běžných iontů a molekul nepřesahují hranici 1 nm, a že rozměr 1000 nm je blízký horní hranici vlnové délky světla. Koloidně dispergované částice proto nevidíme pouhým okem ani mikroskopem. K jejich přímému vnímání se používá ultramikroskopu (nepřímo) nebo elektronového mikroskopu. [2]

3.2 Hustota

Ponořením materiálu do vody se vytvoří suspenze a může se stát, nejsou-li zrna od sebe příliš vzdálená, že mezi jednotlivými zrny materiálu v mezerách bude kromě kapaliny i vzduch, který při pohybu částice do určité míry vymizí, ale částečně zůstane vázán na částice. Samotná částice může obsahovat póry, které mohou být i uzavřené, takže se do nich voda dostává velmi obtížně nebo se vůbec nedostane. Proto je při určování měrné hmotnosti pevné fáze i směsi třeba rozlišovat, je-li materiál vodou nasycen či ne.

Podle obr. 3.1 lze definovat hustotu pevné fáze jako [1]:

$$\rho_p = \frac{m_p}{V_p} \quad 3.1.$$

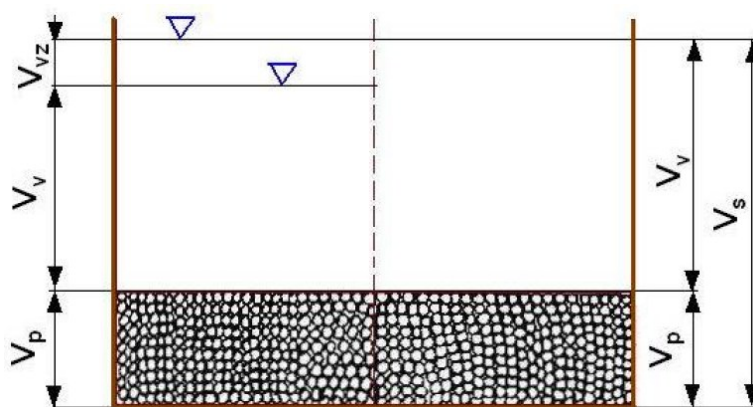
Hustotu suspenze jako:

$$\rho_s = \frac{m_s}{V_v + V_p} = \frac{m_p}{V_p} \quad 3.2.$$

Někdy se také používá hustota volně sypaného materiálu, která se označuje jako sypná hmotnost. Ta je definována vztahem

$$\rho_v^* = \frac{m_p}{V_p^*} \quad 3.3.$$

a závisí na pórovitosti materiálu, jeho velikosti a též na nakypření materiálu. Z uvedeného je vidět, že sypná hmotnost se nedá jednoznačně definovat, proto použití tohoto parametru je omezené, např. při návrhu skladových prostorů pro sypký materiál a pod.



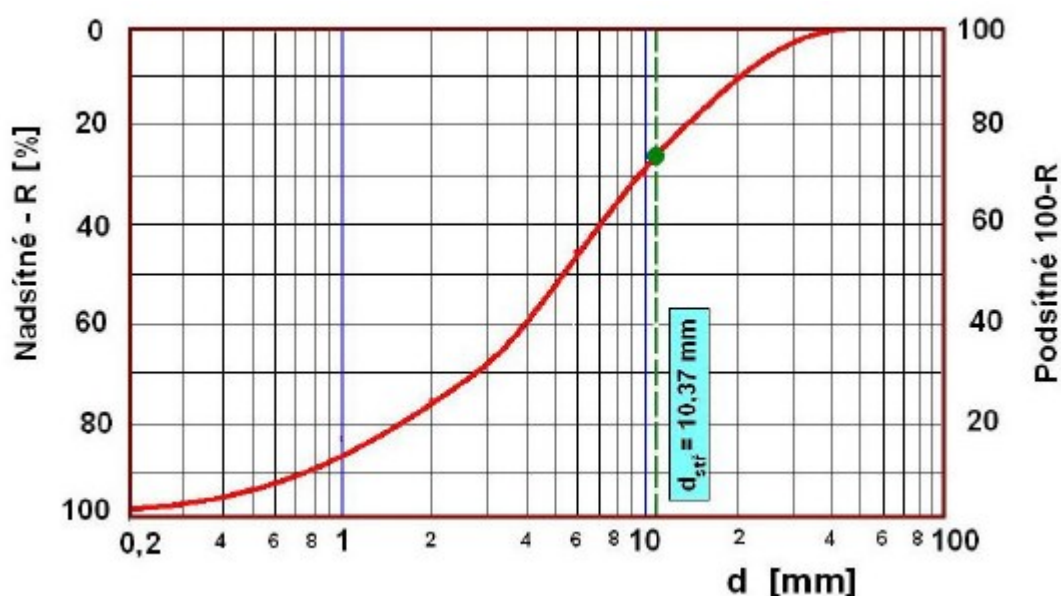
Obr. 3.1 Rozdělení fází v suspenzi

Zjišťování hustoty se provádí vážením pomocí pyknometru. Určování hustoty suspenzí se provádí také pomocí pyknometru, a to dvojím vážením. První se vážením zjistí hmotnost vzorku směsi m_s a poté se pyknometr doplní vodou na známý objem V a znovu se zjistí hmotnost m . Hustota suspenze se pak určí z rovnice (3.4).

$$\rho_s = \frac{m_p}{V_s} = \frac{\rho_v \cdot m_s}{\rho_v \cdot V - (m - m_s)} \quad 3.4.$$

3.3 Křivka zrnitosti

Stanovení křivky zrnitosti spočívá v určení procentního obsahu zrn různé velikosti, ze kterých je sypký materiál složen. Takto určené hodnoty se zobrazí do grafu na obr. 3.4, jenž udává hmotnost zrn menších než určitý průměr d , a to v procentech celkové hmotnosti celého vzorku. Na vodorovnou osu se v logaritmickém měřítku vynese průměr zrn d v mm, na svislou podíl zrn R v % celkové hmotnosti vzorku. Pokud známe podíl zrn menších než určitý průměr při dostatečné četnosti jednotlivých frakcí, dostaneme po spojení jednotlivých bodů křivku nazývanou křivkou zrnitosti. Je to v podstatě součtová čára procentuálního podílu zrn různé velikosti. [1]



Obr. 3.2 Křivka zrnitosti [1]

V určitých případech je výhodné používat pro sestavení křivky zrnitosti graf podle Rozina-Rammlera-Sperlinga-Bennetta. Uvedení autoři na základě velkého množství zrnitostního rozboru stanovili zrnitostní zákon ve tvaru [4]:

$$R = 100 \exp(-b \cdot d^n) \quad 3.5.$$

Kde $b = d_{36.8}^{-n}$ je velikost zrna odpovídající pořadnici 36,8% hmotnosti vzorku
 n je parametr stejnorodosti
 R Je hmotnostní % nadsítného pro velikost zrna d

Přitom platí, že součet nadsítného R a podsítného $(1-R)$ se rovná hmotě původního vzorku, tedy 100%, když neuvažujeme ztrátu v rozprachu.

3.4 Střední velikost zrna

Samostatnou částicí materiálu je možné charakterizovat největším, nejmenším nebo středním průměrem zrn. Rozměr jednotlivých částic přichází v úvahu pouze při určování sedimentační rychlosti. Posuzováním fyzikálních vlastností suspenzí pomocí velikosti částic, se myslí rozměrové charakteristiky všech částic tvořících suspenzi, přičemž tyto rozměrové charakteristiky celé hmoty jsou určovány rozměry jednotlivých částic.

Posuzování rozměrových charakteristik se nedá provést jedním parametrem. Většinou se používají definice pro určení průměru pevných částic:

Ekvivalentní průměr se nazývá průměr koule, jejíž objem je stejný jako objem částice a pro jednu částici platí [1]:

$$d_e = \sqrt[3]{\frac{6 \cdot m_p}{\pi \cdot \rho_p}} \quad 3.6.$$

Když N pevných částic má hmotnost m_{pN} , pak pro ekvivalentní průměr platí

$$d_e = \sqrt[3]{\frac{6 \cdot m_{pN}}{\pi \cdot \rho_p \cdot N}} \quad 3.7.$$

Efektivní průměr je takový průměr koule, který má sedimentační rychlost stejnou jako daná částice. Na rozdíl od ekvivalentního průměru závisí efektivní průměr na měrné hmotnosti, rozměrech a konfiguraci částice a také na stavu jejího povrchu. Dvě částice stejného materiálu mající stejný ekvivalentní průměr nemusí nutně mít také stejný průměr efektivní.

Střední aritmetický průměr je nejvíce rozšířenou charakteristikou částic a je definován jako [1]:

$$d_{stř} = \frac{\sum_{i=1}^{i=N} n_i \cdot d_i}{N} \quad 3.8.$$

Kde n_i je počet zrn.

Střední aritmetický průměr se obvykle zjišťuje z křivky zrnitosti - dle obr. 3.3

$$d_{stř} = \frac{\sum_{i=1}^{i=N} R_i \cdot d_i}{100} = \frac{1}{100} \int_0^{\infty} R d(d) \quad 3.9.$$

Tento průměr se také dá určit z diagramu RRSB. Použijeme-li pro výpočet rovnici 3.9, rovná se při nekonečně velkém počtu frakcí součet všech členů v čitateli rovnice ploše omezené zrnitostní křivkou a osami souřadnými, tedy

$$d_{stř} = \int_{d_{min}}^{d_{max}} \exp[-b \cdot d^n] \cdot d(d) \quad 3.10.$$

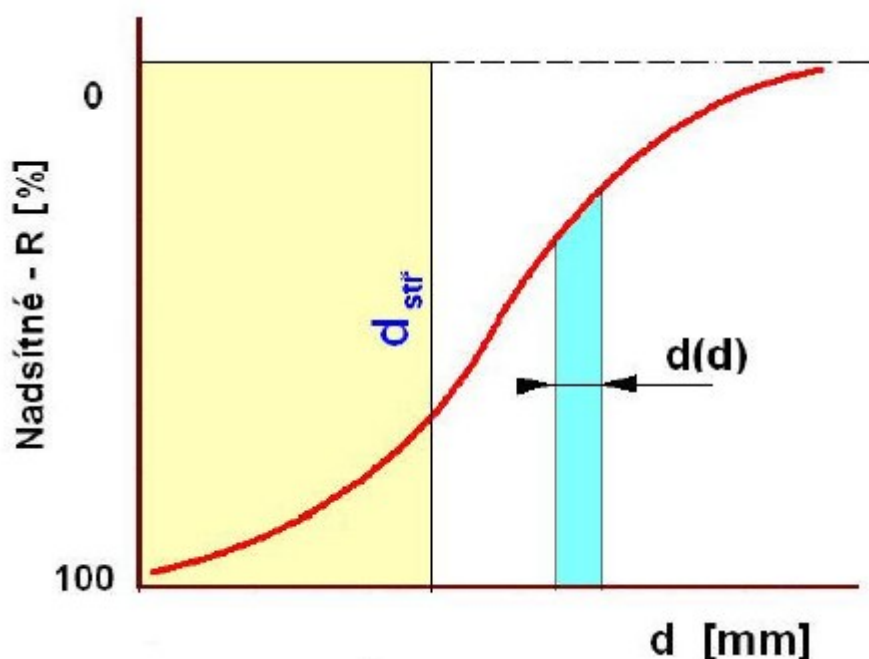
Přímé řešení rovnice 3.10 je spojeno s řešením Eulerova integrálu druhého druhu, což je pro praktický výpočet velmi nevhodné. Proto se výpočet provádí pro různé poměry $d_{stř}/d_{36,8}$ předem a sestaven ve tvaru třetího měřítka v diagramu RRSB. Postup při určení $d_{stř}$ je stejný jako při hledání parametru n .

Střední logaritmický průměr je definován rovnicí

$$\log d_{stř} = \frac{\sum_{i=1}^{i=N} \log d_i}{N} \quad 3.11.$$

Jeho hodnota pro stejný vzorek materiálu je menší než střední aritmetický průměr.

Z křivky zrnitosti se někdy určuje jako střední průměr zrn průměr d_{50} , který odpovídá hodnotě $R=50\%$.



Obr. 3.3 Křivka zrnitosti [1]

Při určování průměru částice mikroskopem se bere za rozměr částice průměr kruhu, jehož plocha odpovídá ploše průmětu částice.

Nestejnorodost dopravovaného materiálu má velký vliv na vytváření proudu i na jeho kinematické a dynamické parametry. Proto je nutné adekvátním způsobem definovat nestejnorodost materiálu s možností zavedení této nestejnorodosti do výpočtových rovnic. V odborné literatuře se dá najít několik definicí nestejnorodosti. Nejčastěji se používá poměr

$$d^* = \frac{d_{60}}{d_{10}} \quad 3.12.$$

který bývá označován jako číslo nestejnorodosti materiálu. Pro materiály stejnorodé $d^* < 5$, materiál nestejnorodý má $d^* > 15$.

3.5 Koncentrace

Koncentrace je definována jako poměr mezi pevnou a kapalnou fází suspenze. Tento poměr se dá definovat jako poměr objemů nebo hmotností. Nejčastěji se však používá objemová koncentrace, definovaná podle ČSN 011320 jako poměr

$$c_V = \frac{V_p}{V_s} \quad 3.13.$$

Tento výraz je vhodné upravit tak, aby objemová koncentrace byla definována pomocí hustot. Po úpravě rovnice 3.13. dostaneme hledaný vztah:

$$c_V = \frac{\rho_s - \rho_v}{\rho_p - \rho_v} \quad 3.14.$$

3.6 Viskozita suspenzí

Viskozita většiny suspenzí je větší než viskozita čisté kapaliny. To může být fyzikálně vysvětleno tím, že při proudění suspenze je z procesu disipace energie vyňata část celkového objemu, kterou zaujímají pevné částice. Hodnoty změn složek rychlosti, na kterých je disipace energie závislá, se musí zvětšit úměrně vyčleněnému prostoru. Výsledná disipace energie však zůstává vždy větší než energie disipovaná za stejných podmínek čistou kapalinou. Proto musí být viskozita suspenzí závislá na viskozitě čisté kapaliny, na koncentraci pevné fáze, na tvaru a velikosti pevných částic. Pro teoretickou závislost v tomto směru odvodil Einstein rovnici [1]:

$$\mu_s = \mu_s \cdot (1 + k \cdot c_v) \quad 3.15.$$

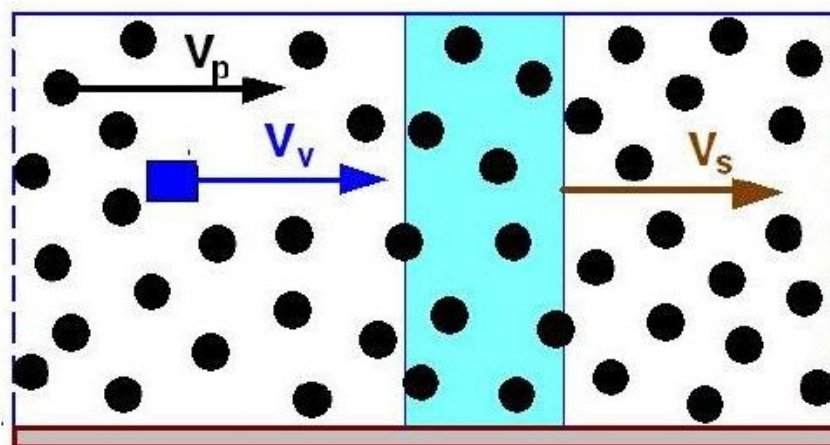
Tento vztah vychází ze Stokesovy teorie pohybu izolované částice. Platí jen v případech, že jednotlivé částice se ve svých pohybech neovlivňují, tj. v suspenzích s malou koncentrací. Konstanta k má pro kulové částice hodnotu 2,5. Pro obecný tvar částice je velikost konstanty obvykle větší než 2,5. Platnost rovnice 3.15 byla pro malé koncentrace experimentálně ověřena. V tabulce 3.3 jsou uvedeny další rovnice pro výpočet viskozity suspenzí. Další veličiny, které ovlivňují velikost viskozity, jsou tvar a drsnost částic. Drsnost částic má na vzrůst viskozity největší vliv, kdežto tvar částice se projevuje méně podstatně a může se ve většině případů zanedbat. [1]

Čís	Autor	Rovnice
1	Einstein	$\mu = \mu_v (1 + 2,5 c_v)$
2	Brinkman	$\mu = \mu_v (1 - c_v)^{-2,5}$
3	Eilere	$\mu = \mu_v \left[1 - \frac{1,25 c_v}{1 - 1,28 c_v} \right]^2$
4	Roscoe	$\mu = \mu_v (1 - 1,35 c_v)^{-2,5}$
5	Guth	$\mu = \mu_v (1 + 2,5 c_v + 14,1 c_v^2)$

Tab. 3.3 Výpočet viskozity suspenzí podle různých autorů [1]

3.7 Rychlost suspenze

Z rozdělení suspenzí podle velikost dispergovaných částic podle tabulky 3.2 je zřejmé, že můžeme vyšetřovat prostředí s nespojitými změnami hmoty různými způsoby. Pro kineticky stálé suspenze lze disperzi považovat za kontinuální látku, jejíž fyzikální vlastnosti jsou určeny sloučením vlastností jednotlivých fází, nebo přímo měřením. Ovšem pro kineticky nestálé suspenze je možná volba modelového kontinua se spojitou hmotou jen za zjednodušujících předpokladů, a proto hlavně pro experimentální ověřování lze doporučit řešení proudu suspenze pro obě fáze odděleně.



Obr. 3.4 Proudění suspenze [1]

Při proudění disperzní soustavy může mít v obecném případě disperzní prostředí i dispergovaná látka různou rychlost. Z toho důvodu je nutné správně definovat rychlost proudění těžiště nekonečně malého objemu suspenze, obklopující daný bod. Obvykle se definuje trojím způsobem - obr. 3.4.

Rychlost lze vyjádřit jako aritmetický průměr rychlostí obou fází vzhledem k jejich objemům

$$v_s = v_p \cdot c_v + v_v \cdot (1 - c_v) \quad 3.16.$$

zde koncentrace c_v představuje váhovou funkci.

Je také možno definovat rychlost jako aritmetický průměr obou fází vzhledem k jejich hmotnostem

$$v_s = \frac{\rho_p \cdot v_p \cdot c_v + v_v \cdot \rho_v \cdot (1 - c_v)}{\rho_p \cdot c_v + \rho_v \cdot (1 - c_v)} \quad 3.17.$$

nebo jako průměr kinetické energie obou fází

$$v_s = \sqrt{\frac{\rho_p \cdot v_p^2 \cdot c_v + v_v^2 \cdot \rho_v \cdot (1 - c_v)}{\rho_p \cdot c_v + \rho_v \cdot (1 - c_v)}} \quad 3.18.$$

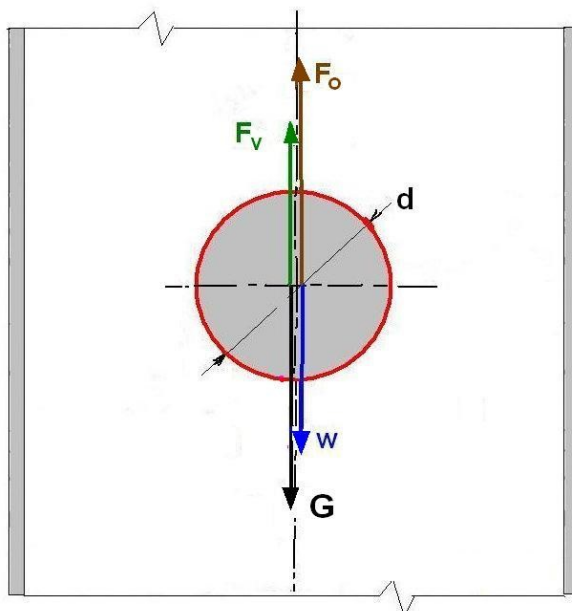
Bohužel definice rychlosti pomocí rovnice 3.16 není zcela správná. Dopouštíme se chyby při výpočtu hybnosti a energie. Podobně rovnicí 3.17 zavádíme chybu při výpočtu objemu a kinetické energie a rovnice 3.18 při výpočtu objemu a hybnosti disperzní soustavy. Podle některých autorů nemůžeme zavádět do výpočtu rychlost disperzní soustavy jako celku, protože se jedná o fiktivní veličinu. Je proto nezbytné vyjádřit rychlost pomocí skutečných rychlostí obou fází.

4 Pohyb částice materiálu v proudu

Výpočet základních hydrodynamických parametrů proudění disperzních soustav jako je např. tlakový spád nebo kritická rychlost, je podmíněno znalostí proudění individuální částice. Výpočet sedimentační rychlosti pro částice obecného tvaru je úloha velmi obtížná a z toho důvodu se nejdříve stanovuje rychlost pro padání hladké koule v klidné kapalině, vyplňující nekonečně velký prostor. Tuto sedimentační rychlost pak opravíme s ohledem k nekulovitému tvaru částice, stísněnému padání a sedimentaci při koncentraci c_v , tzv. sedimentaci mraku.

4.1 Sedimentační rychlost

Při pohybu kulové částice průměru d vlivem tíhového zrychlení v kapalině charakterizované hodnotami ρ_v , μ a zaujímající nekonečně velký prostor, působí na částici kromě tíhové síly G ještě tlaková síla F_v a odporová síla F_o , tj. odpor částice proti pohybu - obr. 4.1.



Obr. 4.1 Rovnováha sil při pohybu částice [1]

Za předpokladu, že se pevná částice pohybuje rovnoměrnou rychlostí w_o , tzn. setrvačná síla $F_s=0$, platí pro rovnováhu sil [1]:

$$G = F_v + F_o \quad 4.1.$$

Po dosazení za jednotlivé síly

$$\frac{\pi \cdot d^3}{6} \cdot g \cdot \rho_p = \frac{\pi \cdot d^3}{6} \cdot g \cdot \rho_v + c_{xo} \cdot \frac{\pi \cdot d^2}{4} \cdot \frac{w_o^2}{2} \cdot \rho_v \quad 4.2.$$

Kde odpor proti pohybu je vyjádřen rovnicí

$$F_o = c_{xo} \cdot S \cdot \frac{w_o^2}{2} \cdot \rho_v = c_{xo} \cdot \frac{\pi \cdot d^2}{4} \cdot \frac{w_o^2}{2} \cdot \rho_v \quad 4.3.$$

Z rovnice 4.2 pro sedimentační rychlost dostaneme

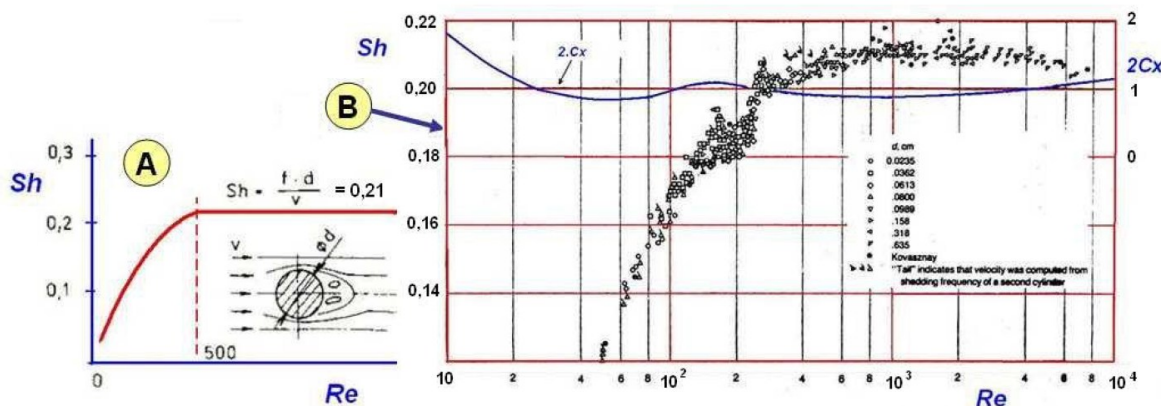
$$w_o = \sqrt{\frac{4 \cdot d \cdot (\rho_p - \rho_v) \cdot g}{3 \cdot c_{xo} \cdot \rho_p}} \quad 4.4.$$

Sedimentační rychlost jedné kulové částice závisí na průměru částice d , součiniteli odporu c_{xo} , měrné hmotnosti částice ρ_p , měrné hmotnosti kapaliny ρ_v , vazkosti kapaliny a na

režimu obtékání. S uspokojivou přesností pro praktické výpočty lze vzhledem k velikosti Reynoldsova čísla sedimentace Re_w definovat tři režimy obtékání. [1]

1. **Laminární režim** - $Re_w < 1$, pro který platí Stokesův zákon. Tento režim platí pro koule o velmi malých průměrech. Koule jsou plynule obtékány bez vzniku vírů a jejich odtrhávání za nimi. Dráhy klesání koulí jsou přímkové a jsou rovnoběžné s osou sedimentačního válce.
2. **Přechodový režim** - $1 < Re_w < 1000$, pro který platí Allenův zákon. Pro koule $Re_w < 5$ se za koulemi tvoří jednotlivé víry, které se ovšem neodtrhávají a dráhy koulí jsou téměř přímkové s velmi malým odklonem od svislice. Při $5 < Re_w < 25$ je možno za koulemi pozorovat stálé víry. Tyto víry se neodtrhávají, dráhy koulí jsou křivočaré a začínají se odkloňovat od svislice. Pro $25 < Re_w < 350$ lze pozorovat odtrhávání jednotlivých vírů za koulemi a větší zvlnění dráhy. Při $350 < Re_w < 1550$ za koulemi je možno pozorovat nepřetržité odtrhávání vírů, dráhy jsou vlnovité a přechází ke šroubovicím.
3. **Turbulentní režim** - $Re_w > 1550$, pro který platí Newton-Rittingerův zákon. Za koulemi lze pozorovat hromadné odtrhávání vírů ve tvaru Karmánovy vírové cesty. Samostatné dráhy koulí mají tvar šroubovice s velkým odklonem od svislice.

Frekvence odtrhávaných vírů se stanovuje experimentálně. Vyjadřuje se únejčastěji jako závislost podobnostního čísla Strouhalova a Reynoldsova $Sh = f(Re_w)$. Pro válec je tato závislost uvedena na obr. 4.2, podobná funkce platí i pro kouli



Obr. 4.2 Závislost $Sh = f(Re_w)$ pro válec [1]

Do uvedených tří kategorií se dají rozdělit i všechny existující rovnice pro výpočet sedimentační rychlosti.

Pro laminární obtékání koule Stokes integroval Navier-Stokesovy rovnice, ve kterých ovšem zanedbal setrvačné síly, dostal pro odpor částice rovnici [1]:

$$F_o = 3 \cdot \pi \cdot \mu \cdot w_o \cdot d \quad 4.5.$$

Provnáním rovnic 4.3 a 4.5 pro odporový součinitel dostaneme

$$c_{xo} = \frac{24}{Re_w} \quad 4.6.$$

Dosazením do rovnice 3.4 pro sedimentační rychlost platí

$$w_o = \frac{d^2 \cdot (\rho_p - \rho_v) \cdot g}{18 \cdot \nu \cdot \rho_v} \quad 4.7.$$

Pro přechodový režim proudění jde velikost odporu vypočítat např. z Allenova vztahu

$$F_o = \frac{\pi \cdot a}{8} \cdot \rho_v \cdot \sqrt{w_o^3 \cdot d^3 \cdot \nu} \quad 4.8.$$

Kde součinitel $a=10$.

Porovnáním rovnic 4.3 a 4.8 pro odporový součinitel dostaneme

$$F_o = \frac{a}{\sqrt{Re_w}} \quad 4.9.$$

Dosazením této hodnoty do rovnice 4.4 pro sedimentační rychlost dostaneme

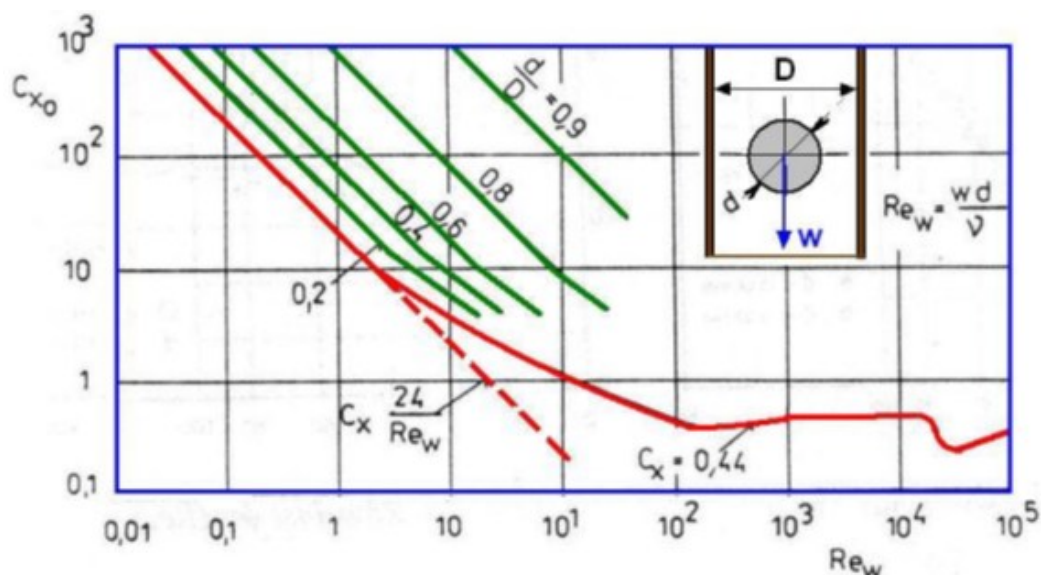
$$w_o = \frac{d^2 \cdot (\rho_p - \rho_v) \cdot g}{18 \cdot \nu \cdot \rho_v} = \left(\frac{4}{3 \cdot a} \right)^{\frac{2}{3}} \cdot \frac{[(\rho_p - \rho_v) \cdot g]^{\frac{2}{3}}}{(\mu \cdot \rho_v)^{\frac{1}{3}}} \quad 4.10.$$

Pro turbulentní režim proudění je součinitel odporu $c_{xo}=0,44$, tudíž velikost odporu je dána rovnicí

$$F_o = 0,44 \cdot \frac{\pi \cdot d^2}{4} \cdot \frac{w_o^2}{2} \cdot \rho_v = 0,055 \cdot \pi \cdot d^2 \cdot w_o^2 \cdot \rho_v \quad 4.11.$$

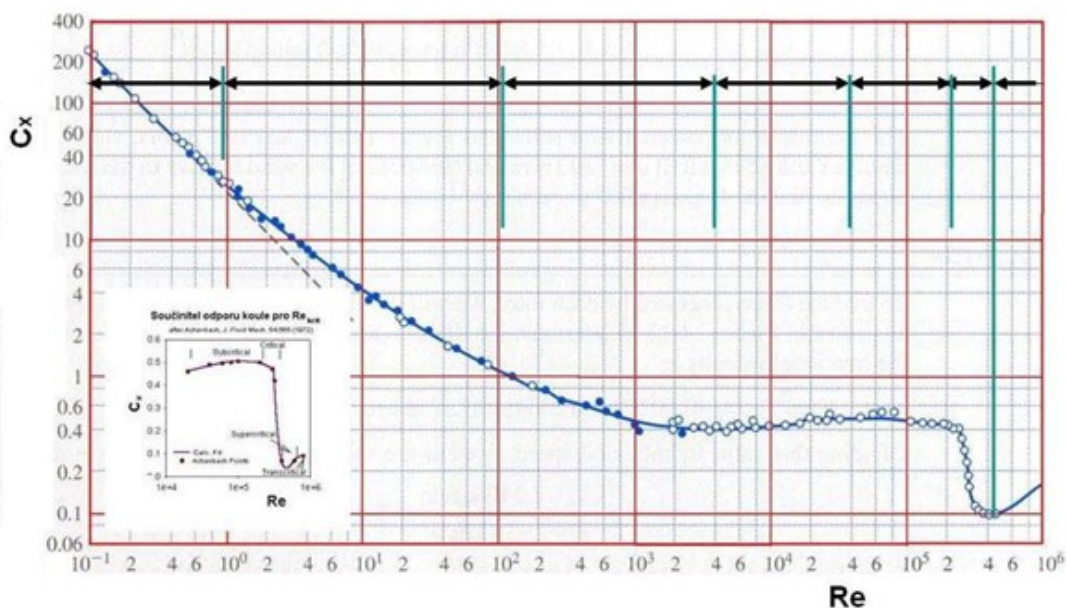
Z rovnice 4.4 po dosazení za c_{xo} pro sedimentační rychlost dostaneme Newtonovou rovnici

$$w_o = \sqrt{\frac{4 \cdot d \cdot (\rho_p - \rho_v) \cdot g}{3 \cdot 0,44 \cdot \rho_p}} \quad 4.12.$$



Obr. 4.3 Závislost $c_x=f(Re_w)$ pro kouli [1]

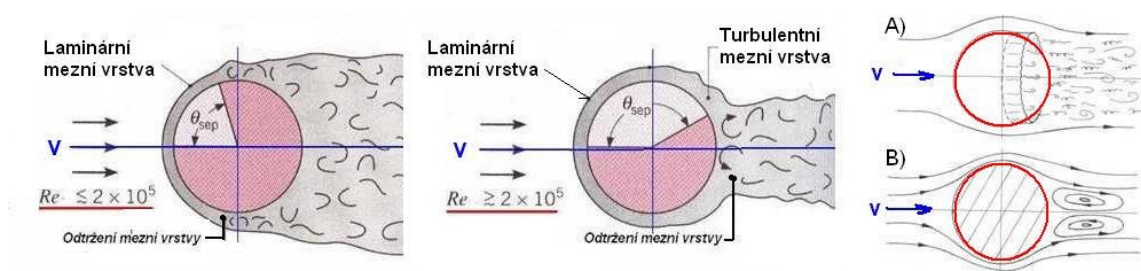
Experimentálně zjištěná závislost na obr. 4.3 vykazuje Re_w o něco vyšší než 10^5 při tzv. kritické hodnotě Reynoldsova čísla náhlý pokles součinitele odporu - obr. 4.4. Při pozorování úplavu za kouli se jeho velikost liší při podkritické a nadkritické rychlosti. Při podkritické rychlosti je oblast úplavu největší. Proudnice se odtrhují v bodě posunutém asi o 10° proti proudu. Při kritické rychlosti je oblast úplavu nejmenší, proudnice se odtrhují v bodě za hlavním průřezem ve směru proudění a tvoří kužel s vrcholovým úhlem asi 55° - obr. 4.5. Toto náhlé zmenšení úplavu má za následek i zmenšení součinitele odporu, protože tvarový odpor převažuje nad třecím odporem. Pokusně bylo prokázáno, že toto náhlé zmenšení úplavu nastane, pokud se laminární mezní vrstva před bodem odtržení změní na turbulentní.



Obr. 4.4 Závislost $c_x=f(Re_w)$ pro kouli [4]

Čís.	Autor	Rovnice	Rozsah Re_w
1	Stokes	$c_{x0} = 24 Re_w^{-1}$	$10^{-4} \div 0,2$
2	Allen	$c_{x0} = k Re_w^{-0,5}$	$10 \div 10^3$
3	Goldstein	$c_{x0} = \frac{12}{Re_w} \left[1 + \frac{3}{16} Re_w - \frac{19}{1280} Re_w^2 + \dots \right]$	< 2
4	Schiller	$c_{x0} = 12 Re_w^{-1} \left[1 + 0,15 Re_w^{0,687} \right]$	< 800
5	Fair a Geyer	$c_{x0} = 24 Re_w^{-1} + 3 Re_w^{-0,5} + 0,34$	$0,5 \div 10^4$
6	Bird	$c_{x0} = 18,5 Re_w^{-\frac{3}{5}}$	$2 \div 5 \cdot 10^2$
7	Newton	$c_{x0} = 0,44$	$550 \div 2 \cdot 10^5$

Tab. 4.1 Přehled nejčastěji používaných rovnic pro výpočet součinitele odporu kulové částice [1]



Obr. 4.5 Schéma obtékání koule [1]

Při běžných hodnotách velikosti sedimentační rychlosti se nedosahuje kritické hodnoty Reynoldsova čísla. To má význam hlavně při řešení problému obtékání koule. Proto je oprávněný předpoklad považovat $c_{x0}=0,44$ pro $Re_w>1000$ za konstantní.

Z předchozích informací je zřejmé, že velikost odporového součinitele závisí na turbulenci tekutiny a ta na velikosti Reynoldsova čísla. Pohybuje-li se koule ve stojící kapalině, kde je turbulence nulová, nemusí být výsledky stejné s případem, kdy se koule pohybuje v proudící kapalině. Přesto, že při proudění suspenzí přichází v úvahu pouze druhý případ, s ohledem na jednoduchost se výpočet sedimentační rychlosti výhradně provádí za předpokladu, že se částice pohybuje ve stojící tekutině.

Pro výpočet sedimentační rychlosti podle rovnice 4.4 je vhodné zavést úpravu spočívající v použití bezrozměrového Archimedova čísla [1]:

$$Ar = \frac{\pi \cdot d^3 \cdot g}{6 \cdot v^2} \cdot \frac{\rho_p - \rho_v}{\rho_v} \quad 4.13.$$

Pomocí kterého se rovnice 4.4 zjednoduší do tvaru

$$w_o = \frac{v}{d} \cdot \left(\frac{Ar}{\alpha}\right)^{\frac{1}{n}} = \frac{v}{d} \cdot \sqrt[n]{\frac{8}{\pi \cdot c_{xo}}} \cdot \sqrt{Ar} = \frac{v}{d} \cdot \sqrt[n]{\frac{8 \cdot Ar}{\pi \cdot c_{xo}}} \quad 4.14.$$

Protože Archimedovo číslo jde vždy z daných fyzikálních konstant vypočítat, bude rovnice 4.14 vyhovovat pro případ, že bude znám součinitel α . Jeho stanovení lze obejít tím, že sedimentační rychlost vyjádříme také z Reynoldsova čísla

$$Re_w = \frac{w_o \cdot d}{v} \quad 4.15.$$

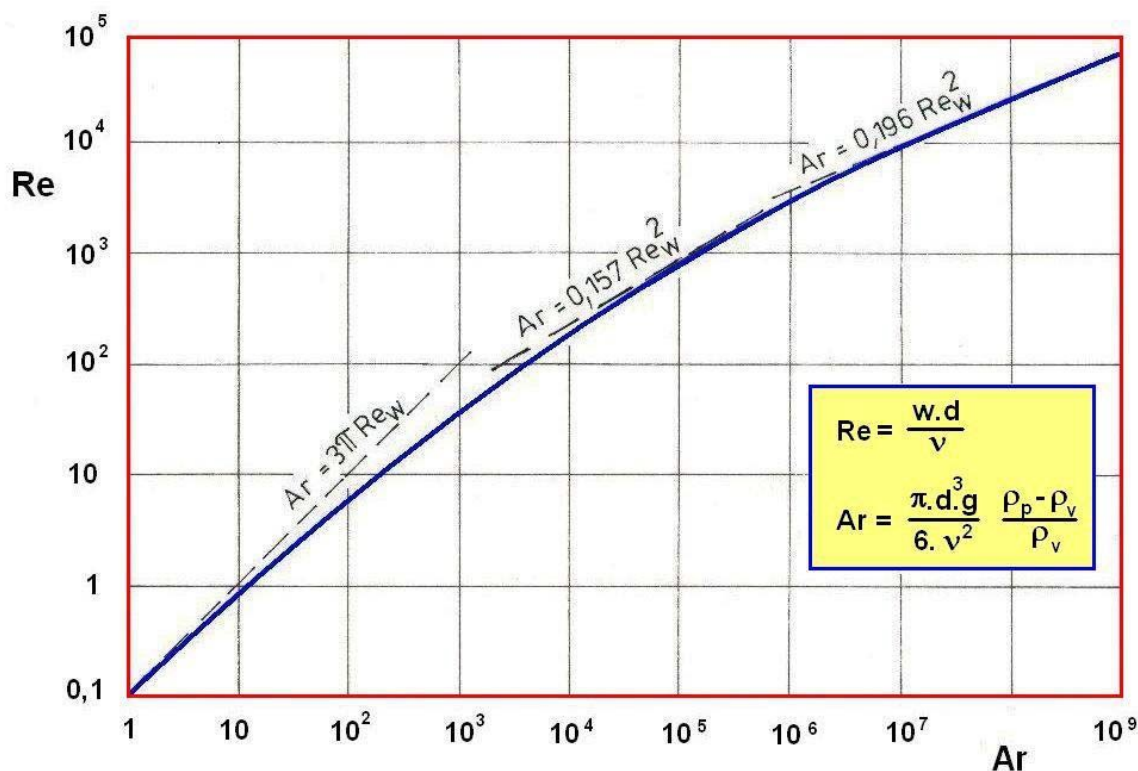
Pak z rovnice 4.14 a 4.15 dostaneme

$$Re_w = \left(\frac{Ar}{\alpha}\right)^{\frac{1}{n}} \quad 4.16.$$

Rovnice 4.16 je na obr. 4.6 znázorněna graficky. Lze tedy pro daná Ar z grafu stanovit Re_w a z rovnice 4.15 vypočítat sedimentační rychlost. Uvedený postup odstraňuje zdlouhavá řešení rovnice 4.4 metodou postupné aproximace.

Sedimentační rychlost částice, která nemá kulový tvar, je dána v podstatě stejnými zákony, s tím rozdílem, že její odpor v kapalině bude s ohledem na členitost povrchu větší než kulové částice a sedimentační rychlost tedy bude menší. Pro řešení různých materiálových skupin neexistuje všeobecný návod. Experimentální výsledky doposud umožnily jen sestavit přibližné hodnoty koeficientů c_x , udávajících vliv tvaru částice. Je-li d průměr ekvivalentní kulové částice a S je plocha průmětu nekulové obecné částice, pak pro součinitel čelního odporu platí přibližný vztah

$$c_x = \frac{\pi \cdot d^2}{4 \cdot S} \cdot c_{xo} \quad 4.17.$$



Obr. 4.6 Závislost $Re_w = f(Ar)$ [2]

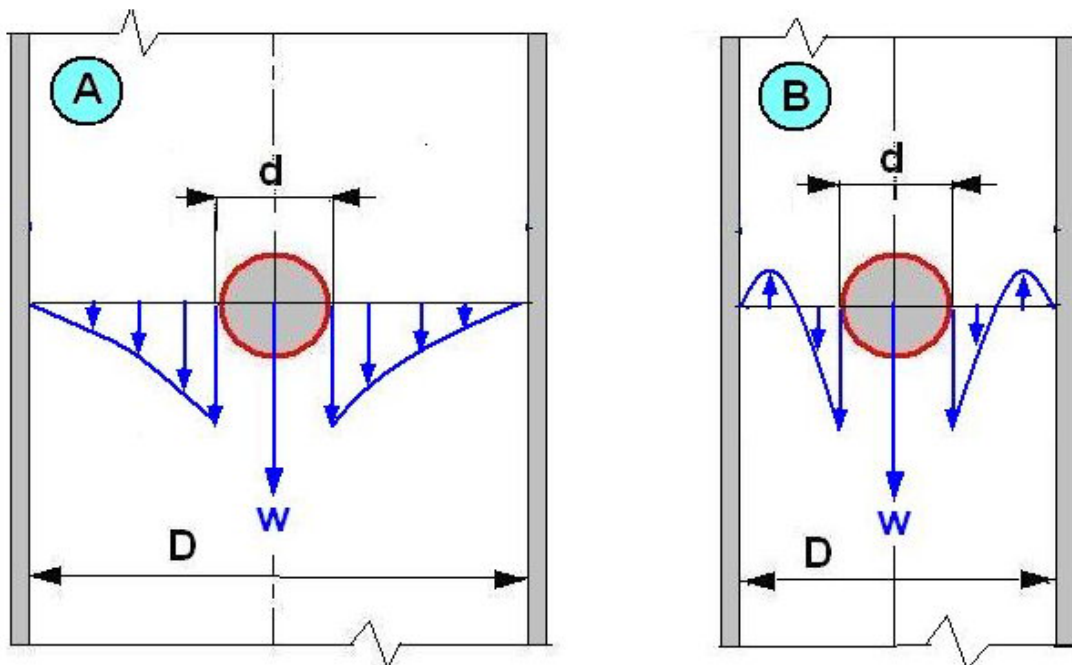
Při experimentálním ověřování sedimentačních rychlostí se volí z daného vzorku stejnozrného materiálu dostatečný počet (minimálně 100) náhodně vybraných částic a určíme rozměry každé částice ve třech směrech. Podle charakteristického tvaru každé částice zvolíme náhradní geometrický obrazec, jehož objem se volí shodný s objemem náhradní kulové částice. Změřené sedimentační rychlosti jednotlivých částic se vynesou v závislosti na průměru náhradní koule. Statisticky určíme těžiště rozptylového obrazce, jehož souřadnice potom určují průměrnou sedimentační rychlost materiálové skupiny. [1]

4.2 Sedimentační rychlost v omezeném prostředí

Odvození předešlých rovnic pro w předpokládá pohyb částice v nekonečně velkém prostoru. V takovém prostoru se může rychlostní profil při obtékání částice plně vyvinout - obr. 4.7. Ve většině praktických případů dochází k tzv. padání, při kterém se na součinitel odporu uplatní, kromě uvedených veličin, i vliv stěn nádoby. Použijeme-li válcové nádoby o průměru D , potom podle experimentálních výsledků lze skutečnou sedimentační rychlost upravit podle rovnice [1]

$$w_* = w_o \cdot \left[1 - \left(\frac{d}{D} \right)^2 \right] \quad 4.18.$$

V mnoha případech, ve kterých bude poměr $\left(\frac{d}{D} \right)^2$ dostatečně malý, lze vliv stěn nádoby zanedbat

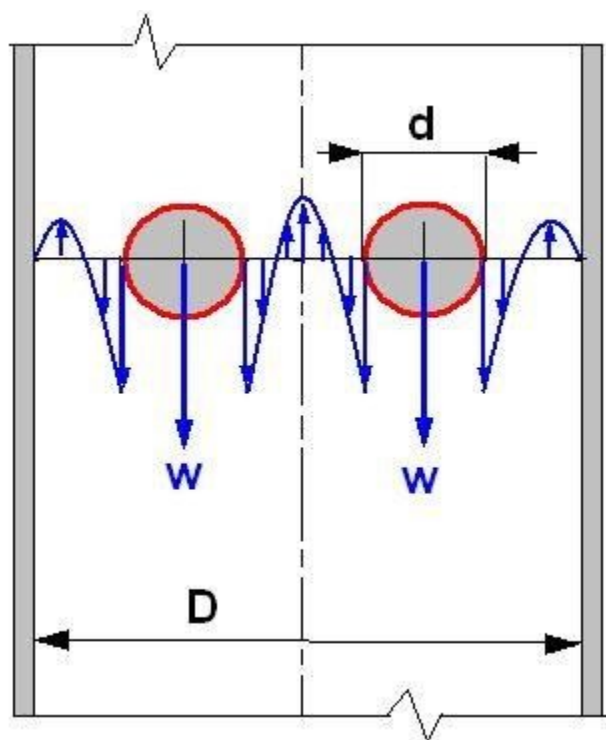


A – neomezené prostředí

B – stěnou omezené prostředí

Obr. 4.7 Rychlostní profil

Pro další výpočet má největší význam sedimentační rychlost mraku w_c . To znamená, že sedimentační rychlost, vypočtenou podle rovnice 4.4 a 4.18, musíme ještě dále upravovat o vliv koncentrace c . Vzorce, které určují hledanou opravu, jsou převážně empirické a jejich platnost je omezena na lineární zákon odporu. Přehled těchto vztahů spolu s rozmezím platnosti udává tabulka 4.2. Při sedimentační rychlosti více částic se nemůže rychlostní profil zcela vyvinout, jak je zobrazeno na obr. 4.8. Další příčinou zmenšené rychlosti je koagulace částic. Sedimentační rychlost pak nezávisí na průměru částice, ale na průměru shluku částic - obr. 4.9.



Obr. 4.8 Rychlostní profil při padání dvou částic – koulí

Některé rovnice v tabulce 4.2 je možno odvodit na základě této fyzikální představy - [3]. V odvození vztahu rychlost sedimentace částic v kapalině se předpokládá relativní zaměnitelnost klesavého pohybu sedimentujících částic za protisměrný pohyb tekutiny, při kterém by se částice vznášely na stejném místě a kapalina by proudila kolem nich vzhůru rychlostí w . Hodnoty w by však bylo v takovém případě dosaženo jen nad oblastí suspendovaných částic: mezi částicemi by kapalina měla rychlost vyšší a její hodnota by byla

$$w' = \frac{w}{1 - c} \quad 4.19.$$

Čís.	Autor	Rovnice	Platnost	Poznámky
1	Loeffer Ruth	$w_c = w \left[\frac{1}{1 - c_v} + \frac{2kc_v}{(1 - c_v)^3} \right]^{-1}$	$c_v < 0,35$	k=exp. konstanta
2	Oliver	$w_c = w (1 - k_1 c_v) \left(1 - k_2 c_v^{\frac{1}{3}} \right)$	$c_v < 0,4$	$k_1, k_2 = \text{exp.}$ konstanta
3	Richardson Meikl	$w_c = 0,149w \frac{(1 - c_v)^3}{c_v}$	$c_v < 0,4$	
4	Richardson Zaki	$w_c = w (1 - c_v)^m$	$c_v < 0,3$ $Re_v < 0,2$	m=4,8
5	Robinson	$w_c = \frac{kd^2(\rho_p - \rho_v)}{\mu} g$	$c_v < 0,4$	$\mu = \text{viskozita}$ suspenze k=konstanta
6	Rouse	$w_c = \frac{w}{b} \left[1 - \left(\frac{c_v}{a} \right)^{\frac{2}{3}} \right]$	$c_v < 0,3$	a, b=exp. konstanta
7	Steinour	$w_c = 0,123 \frac{w(1 - c_v)^3}{c_v}$	$0,3 < c_v < 0,7$	
8	Thomas	$w_c = w \exp(-5,9c_v)$	$c_v < 0,43$	
9	Maude	$w_c = w (1 - c_v)^\beta$		$\beta = f(Re_w)$

Tab. 4.2 Přehled rovnic pro výpočet sedimentační rychlosti mraku

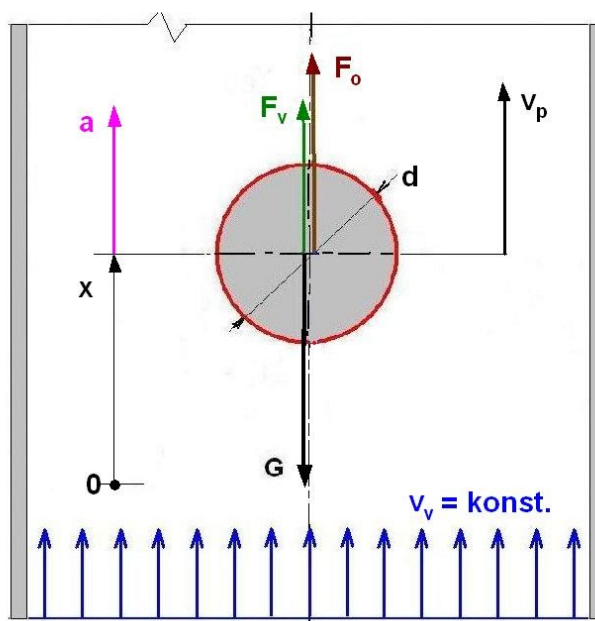
4.3 Rychlost vznosu

Při výpočtu sedimentační rychlosti byl předpoklad, že kapalina stojí a pevná částice se vlivem tíhové síly pohybuje.

Různé poměry budou v opačném případě, kdy bude kapalina proudit a pevná částice se bude pohybovat v proudu kapaliny. Rozdíl je v tom, že součinitel čelního odporu je závislý i na turbulenci proudící kapaliny. Protože ve většině případů je proudění vody a plynů turbulentní, nemusí být hodnota sedimentační rychlosti a rychlosti vznosu stejná. Jen v oblasti laminárního obtékání jsou tyto dvě rychlosti stejné.

Podle obr. 4.10 pro rovnováhu sil platí [1]:

$$F_o - G + F_v + F_d = 0 \quad 4.20.$$



Obr. 4.10 Rovnováha sil pro vznosu částice [1]

Pokud je relativní rychlost obtékání částice $(v_v - v_p)$, pak pro odpor proti pohybu platí

$$F_o = c_{xv} \cdot S \cdot \frac{(v_v - v_p)^2}{2} \cdot \rho_v \quad 4.21.$$

Pokud bychom v pohybové rovnici zanedbali vztlačovou sílu F_v ($\rho_p \gg \rho_v$) a uvažovali ustálené proudění, tzn. že dynamická síla $F_d = 0$, potom $v_p = 0$ a rychlost kapaliny $v_v = w$. Pro rovnováhu platí $F_o = G$ a po dosazení

$$F_o = G = c_{xv} \cdot \frac{\pi \cdot d^2}{4} \cdot \frac{w^2}{2} \cdot \rho_v = \frac{\pi \cdot d^3}{6} \cdot g \cdot \rho_p \quad 4.22.$$

Pro rychlost vznosu dostaneme stejnou rovnici jako pro sedimentační rychlost

$$w = \sqrt{\frac{4}{3} \cdot \frac{d \cdot g \cdot \rho_p}{c_{xv} \cdot \rho_v}} \quad 4.23.$$

Podělením rovnice 4.31 rovnicí 4.32 dostaneme pro odpor pohybu

$$F_o = G \cdot \frac{(v_v - v_p)^2}{w^2} \quad 4.24.$$

Při rovnovážném stavu je pak konečná rychlost pevné částice

$$v_p = v_v - w$$

4.25.

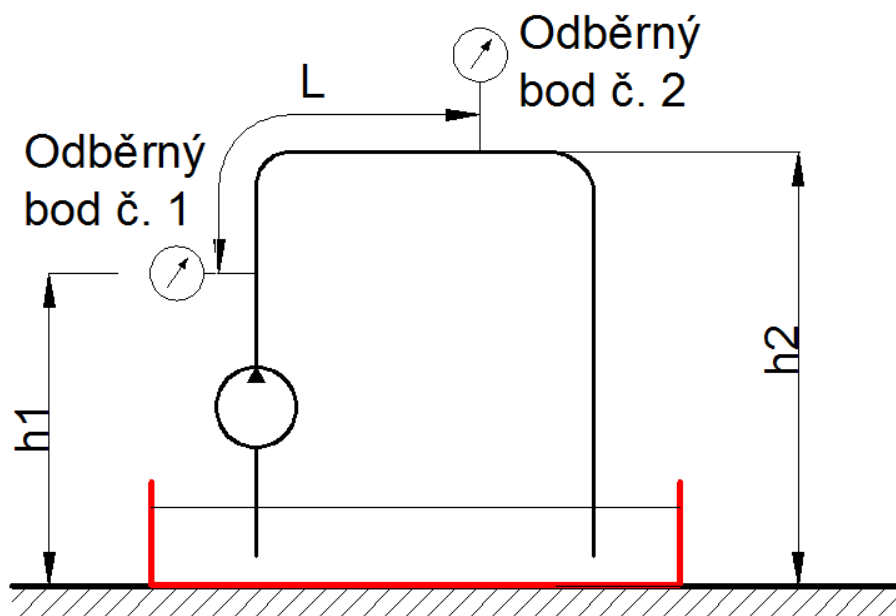
Vertikálním proudem kapaliny nebo plynu jde proto částice třídit. Částice, které mají $w > v_v$ se ve vertikálním proudu usazují, naopak částice, které mají $w < v_v$, se pohybují směrem vzhůru. Při pneumatické i hydraulické dopravě je tedy nutné volit takovou rychlost, aby absolutní rychlost všech částic byla větší než nula, tj. aby $(v_v - w) > 0$.

Rychlost vznosu a sedimentační rychlost jsou fyzikální veličiny, protože na jejich velikosti jsou závislé i ostatní hydrodynamické veličiny pneumatické i hydraulické dopravy. Rychlost vznosu vzhledem k tomu, že při jejím určování se přihlíží i k turbulentním pulsacím rychlosti proudící kapaliny, lépe vystihuje působení jednotlivých sil při obtékání částic. Měla by se tedy používat při hydraulické i pneumatické dopravě. Jelikož její měření je u kapalin složitější než měření sedimentační rychlosti, používá se obvykle v rovnicích hydraulické dopravy sedimentační rychlost a u dopravy pneumatické rychlost vznosu. [1]

5 Stanovení vlastností vápenného mléka

V této kapitole se zabývám určením fyzikálních vlastností vápenného mléka (dále jen (VM)). Určení jeho vlastností je zásadní pro návrh obvodu pro dopravu VM k odběrům a přebytečného množství smyčkou zpět do nádrže.

5.1 Výpočet viskozity



Obr. 5.1 Schéma obvodu experimentu

Na testovací trati jsem změřil tlakovou ztrátu na daném úseku potrubí, ze které jsem následně mohl určit předpokládanou viskozitu. Hustota VM je dána výrobcem pro danou koncentraci. Na trati je 10 kolen poloměru $R=0,8\text{m}$. Pro 90° koleno, které má poloměr zaoblení $R=0,8\text{ m}$ a vnitřní průměr potrubí $D> 0.05\text{ m}$ je ztrátový součinitel $\xi=1$. [10]

Parametry experimentu:

Tlak v odběrném bodě č. 1	$p_1 = 212\,000\text{ Pa}$
Tlak v odběrném bodě č. 2	$p_2 = 128\,000\text{ Pa}$
Vnitřní průměr potrubí	$d = 0,11\text{ m}$
Hustota vápenného mléka	$\rho = 1125\text{ kg.m}^{-3}$
Průtok	$Q = 47,8\text{ m}^3.\text{h}^{-1}$
Výška v odběrném bodě č. 1	$h_1 = 2,1\text{ m}$
Výška v odběrném bodě č. 2	$h_2 = 2,833\text{ m}$
Délka potrubí	$L = 281,3\text{ m}$
Místní ztráty	$\Sigma\xi = 10$

Granulometrie:

Zbytek na síť 200 μm

max 0%

Zbytek na síť 90 μm

max 15%

Rychlost určená z rovnice kontinuity:

$$v = \frac{4 \cdot Q}{\pi \cdot d^2} = \frac{4 \cdot 47,8}{3600 \cdot \pi \cdot 0,11^2} = 1,397 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$$

Bernoulliho rovnice pro odběrné body 1-2:

$$\frac{p_1}{\rho} + \frac{v^2}{2} + h_1 \cdot g = \frac{p_2}{\rho} + \frac{v^2}{2} + h_2 \cdot g + \frac{v^2}{2} \cdot \left(\lambda \cdot \frac{L}{d} + \Sigma \xi \right)$$

Vztah pro výpočet součinitele tření λ z Bernoulliho rovnice:

$$\lambda = \frac{2 \cdot d \cdot \left(\frac{p_1 - p_2}{\rho} + g \cdot (h_1 - h_2) - \Sigma \xi \cdot \frac{v^2}{2} \right)}{L \cdot v^2} \quad 5.1.$$

Po dosazení:

$$\lambda = \frac{2 \cdot 0,11 \cdot \left(\frac{212\,000 - 128\,000}{1125} + 9,81 \cdot (2,1 - 2,833) - 10 \cdot \frac{1,397^2}{2} \right)}{281,3 \cdot 1,397^2}$$

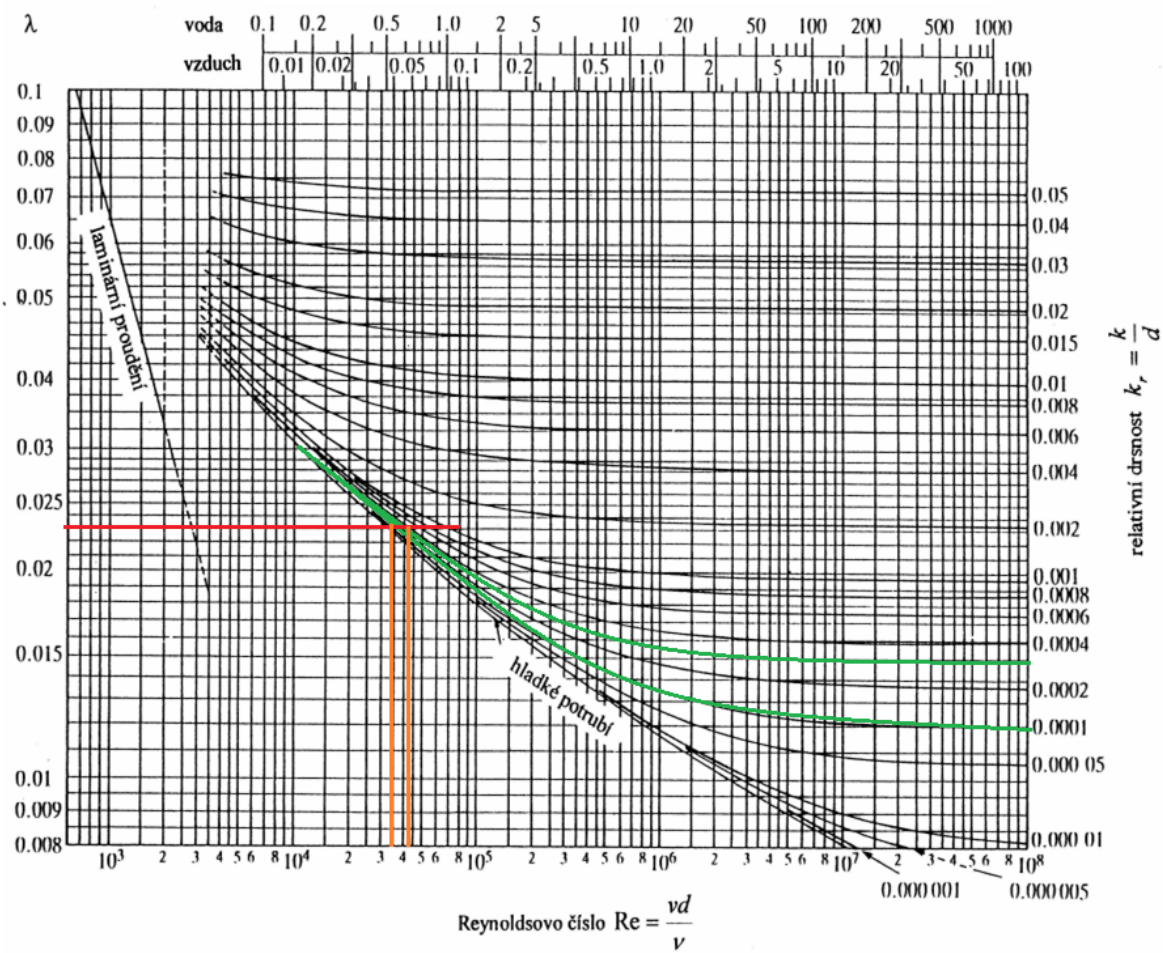
$$\lambda = 0,0231$$

Z Nikuradseho diagramu jsem určil rozsah Reynoldsova čísla, ve kterém se bude viskozita pohybovat. Jelikož Reynoldsovo číslo závisí jak na součiniteli tření, tak na relativní drsnosti potrubí, jsou výsledné hodnoty dvě. Jedna odpovídá spodní a druhá horní hranici relativní drsnosti pro pryžové hadice.

Absolutní drsnost se u pryžových hadic pohybuje v rozsahu $\langle 0,01; 0,03 \rangle$ mm.

Relativní drsnost potrubí:

$$\varepsilon = \frac{(0,01 \text{ až } 0,03)}{0,11 \cdot 1000} = 0,00009 \text{ až } 0,00027$$



Obr. 5.2 Nikuradseho diagram [7]

Odečtené hodnoty z grafu:

$$Re_1 = 35\,000$$

$$Re_2 = 42\,500$$

Z hodnot Reynoldsova čísla pro jednotlivé drsnosti čísla jsem určil viskozitu vápenného mléka

$$\nu = \frac{v \cdot d}{Re} \quad 5.2.$$

$$\nu = \frac{1,397 \cdot 0,11}{(35 \text{ až } 42,5) \cdot 10^3} = (3,62 \text{ až } 4,39) \cdot 10^{-6} \text{ m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$$

5.2 Viskozita pro různé koncentrace vápenného mléka

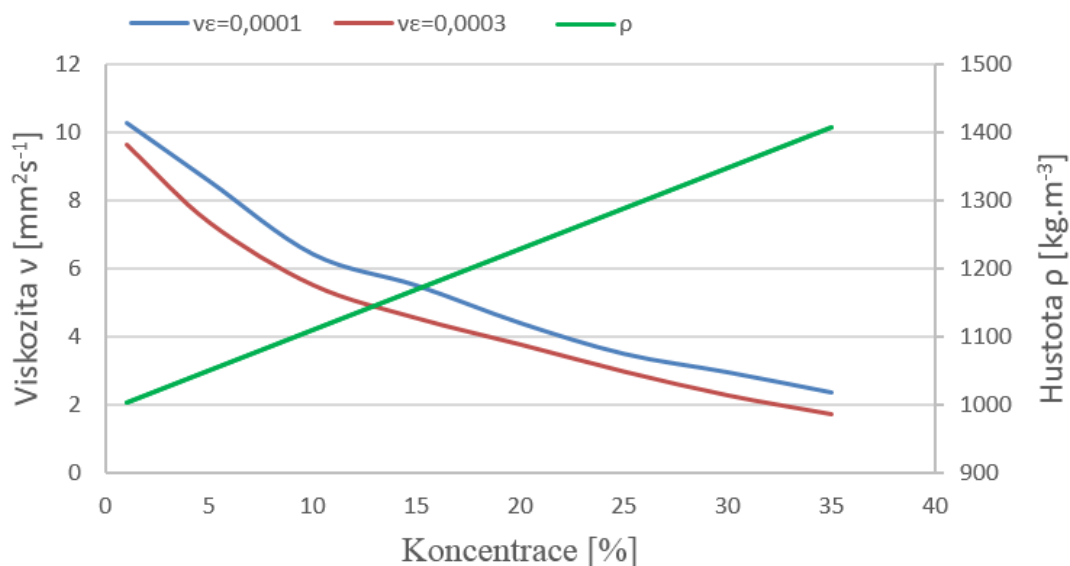
Hustota vápenného mléka je závislá na jeho koncentraci a lze ji definovat vztahem, který udává výrobce:

$$\rho = 11,864 \cdot c + 990,4 \quad 5.3.$$

kde hodnota c [%] představuje koncentraci. Koncentrace běžně používaného vápenného mléka je z technologických a chemických důvodů 20% hmotnostních. Pro určení viskozity při různých koncentracích jsem si zvolil rozsah $c = (1 \text{ až } 35)\%$. Z rovnice 5.1 jsem vypočítal příslušný součinitel tření pro různé hustoty, potažmo koncentrace. Z Nikuradseho grafu jsem odečetl Reynoldsovo číslo. Vzhledem k tomu, že pro jednotlivé hodnoty λ připadají dvě hodnoty na ose relativní drsnosti $\epsilon=(0,00009 \text{ až } 0,00027)$, musel jsem odečíst hodnoty dvojí. V tabulce 5.1 jsou pak uvedeny jednotlivé odpovídající hodnoty viskozity pro jednotlivé koncentrace a relativní drsnosti.

c	ρ	λ	$Re_{\epsilon=0,0001}$	$Re_{\epsilon=0,0003}$	$v_{\epsilon=0,0001}$	$v_{\epsilon=0,0003}$
[%]	[kg.m ⁻³]	[-]	[-]	[-]	[mm ² .s ⁻¹]	[mm ² .s ⁻¹]
1	1002,26	0,0268	15000	16000	10,25	9,61
5	1049,72	0,0253	18000	21000	8,54	7,32
10	1109,04	0,0236	24000	28000	6,40	5,49
15	1168,36	0,0220	28000	34000	5,49	4,52
20	1227,68	0,0206	35000	41000	4,39	3,75
25	1287,00	0,0194	44000	52000	3,49	2,96
30	1346,32	0,0182	52000	68000	2,96	2,26
35	1405,64	0,0172	65000	90000	2,36	1,71

Tab. 5.1 Určení viskozity vápenného mléka pro různé koncentrace



Obr. 5.3 Závislost viskozity a hustoty vápenného mléka na jeho koncentraci

6 Návrh cirkulační smyčky

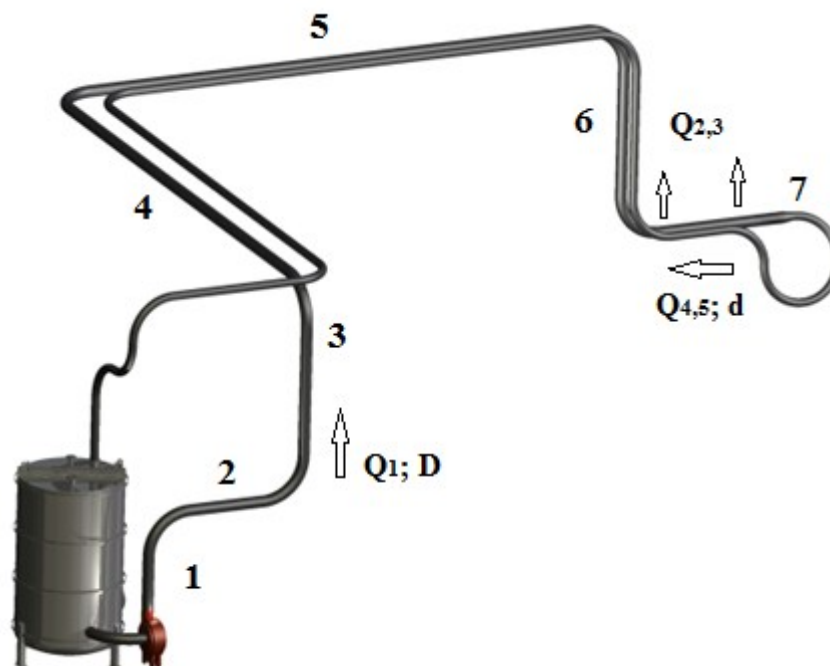
Trasa smyčky je dána zadavatelem práce. Vizualizace trasy je na obr. 6.1. Zařízení pracuje v nepřetržitém provozu. Jelikož neexistuje žádný odběrový diagram, protože odběr vápenného mléka závisí jen na kyselosti kapaliny, která se s ním smíchává, navrhl jsem světlosti potrubí pouze z okrajových podmínek.

Zadané parametry smyčky:

Průtok	$Q_1 = 50 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1} = 0,013889 \text{ m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$
Odběr	$Q_2 = 36 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1} = 0,01 \text{ m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$
	$Q_3 = 18 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1} = 0,005 \text{ m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$
Průtok zpět	$Q_4 = 14 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1} = 0,003889 \text{ m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$
	$Q_5 = 32 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1} = 0,008889 \text{ m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$
Délka potrubí průměru D	$L = 287,6 \text{ m}$
Délka potrubí průměru d	$l = 288,3 \text{ m}$
Místní ztráty v potrubí D	$\xi_1 = 6$
Místní ztráty v potrubí d	$\xi_2 = 11$
Součinitel tření	$\lambda = 0,0231$

Tab. 6.1 Zadané parametry smyčky

Z návrhu trasy předpokládám místní ztráty před odběrem odpovídající 6 zaoblením a za odběrem 11 zaoblením. Pro 90° koleno, které má poloměr zaoblení $R=0,8 \text{ m}$ a vnitřní průměr potrubí $D > 0.05 \text{ m}$ je ztrátový součinitel $\xi=1$. [10]

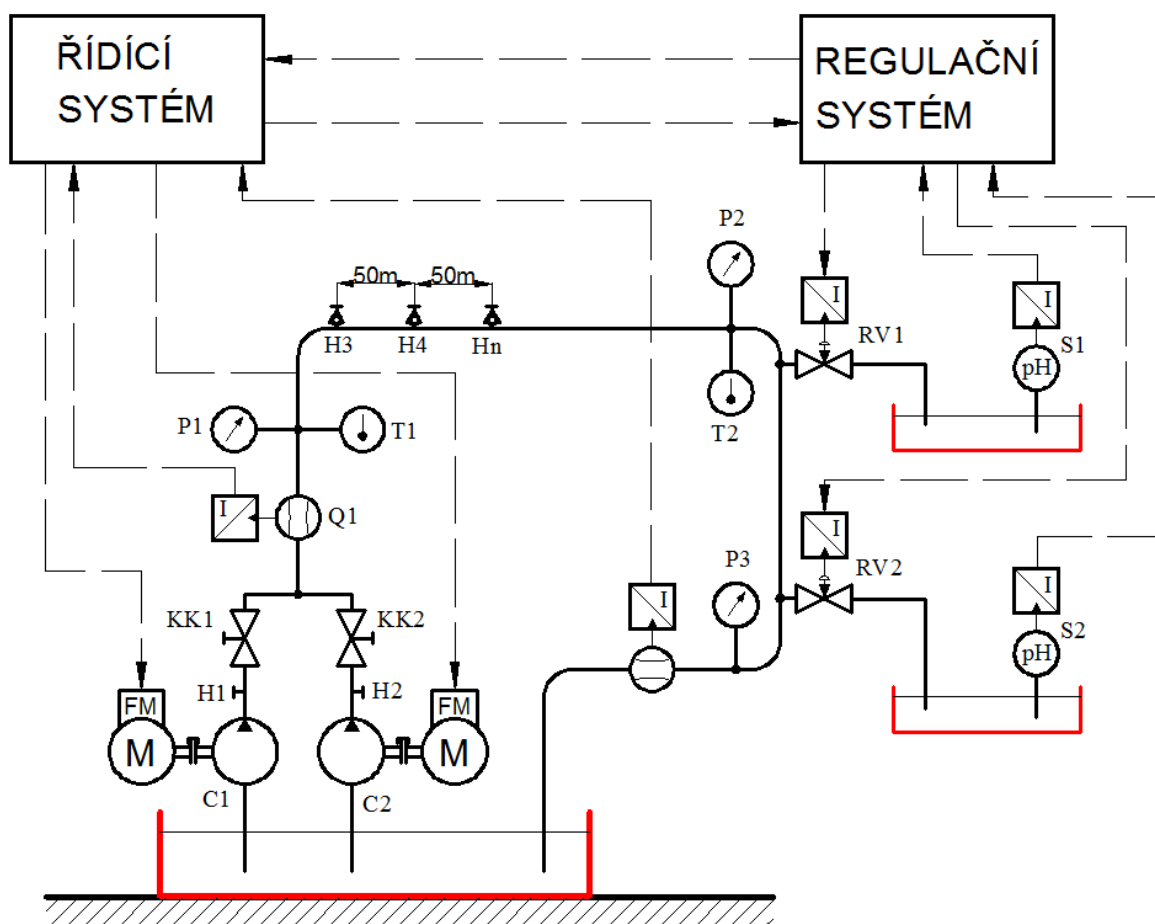


Obr. 6.1 Model trasy smyčky

č. potrubí	L	H
	[m]	[m]
1	2	0 až 2
2	3	2
3	5	2 až 7
4	60	7
5	200	7
6	5	7 až 2
7	5	2

Tab. 6.2 Parametry potrubí

V tab. 6.2 jsou popsány jednotlivé části smyčky, jejich délka L a výška H vzhledem k zemi.



Obr. 6.2 Schéma obvodu vápenné smyčky

Legenda k obr 6.2:

C	čerpadlo	P	manometr
FM	frekvenční měnič	T	teplotní snímač
M	elektromotor	H	přípojka na vodu
KK	kulový ventil	RV	regulační ventil
Q	průtokoměr	S	pH sonda

6.1 Návrh světlostí pro jednotlivé části cirkulační smyčky

Cirkulační smyčka bude rozdělena na dvě části. Část první bude mít větší průměr, neboť čerpadlo bude vždy dodávat do smyčky stejné množství vápenného mléka. Asi v polovině trasy se nachází dva odběry. Pokud odebírají dva pak je spotřeba $36 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ a pokud jeden tak poloviční, tedy $18 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$. Pomocí rovnice kontinuity jsem určil rychlosti proudění v potrubí, viz tab. 6.3.

d	v1	V2 obě linky	V2 jedna linka
[m]	[m.s ⁻¹]	[m.s ⁻¹]	[m.s ⁻¹]
0,05	7,07	1,98	4,53
0,063	4,46	1,25	2,85
0,075	3,14	0,88	2,01
0,08	2,76	0,77	1,77
0,09	2,18	0,61	1,40
0,1	1,77	0,50	1,13
0,11	1,46	0,41	0,94
0,12	1,23	0,34	0,79

Tab. 6.3 Nejvhodnější světlosti potrubí

Rychlost kapaliny by se měla pohybovat ideálně mezi $1,5$ až 2 m.s^{-1} , ale za přijatelné se dá považovat 1 až $2,5 \text{ m.s}^{-1}$. Jelikož je průtok v první části smyčky konstantní, je volba světlosti potrubí jednoduchá. Ovšem v druhé části k ideálním hodnotám rychlosti připadají dva vhodné vnitřní průměry. Volím tedy:

$$D = 110 \text{ mm}$$

$$d = 75 \text{ mm}$$

Vybral jsem hadici pro sypké látky SMSP od firmy Semperit, kterou dodává firma Gumex, s.r.o. Parametry této hadice odpovídají nárokům na čerpání suspenzí.

SMSP - TLAKOSACÍ HADICE PRO SYPKÉ LÁTKY

- sání a výtlač cementu, písku, šterkopísku, granulovaných materiálů apod.
- duše: černá, hladká, NR/SBR/BR
- oděrnost duše: cca 60 mm^3
- výztuž: textilní vložka, ovin, zapuštěná ocelová spirála, měděné lanko pro odvod statické elektřiny
- obal: černý, hladký s otiskem textilu, elektrostaticky vodivý, SBR
- pracovní teplota: $-35 \text{ }^{\circ}\text{C}/+80 \text{ }^{\circ}\text{C}$



Obj. kód	Průměr (mm)	Pracovní tlak (bar)	Podtlak (bar)	Balení (m-info)	Cena (Kč/m)	Tip
0066 063	63/79	6	-0,8	40	669,00	
0066 075	75/90	6	-0,8	40	659,00	•
0066 076	75/93	6	-0,8	40	782,00	
0066 080	80/96	6	-0,8	40	851,00	
0066 100	100/116	6	-0,8	40	1057,00	•
0066 101	100/124	6	-0,8	40	1269,00	
0066 110	110/126	6	-0,8	40	1202,00	
0066 150	150/168	6	-0,8	40	1526,00	

Obr.6.3 Zvolená hadice a její rozměry [8]

6.2 Sedimentační rychlost

Určit sedimentační rychlost vápenného mléka je obtížné především proto, že střední velikost zrna není hodnota, která by správně reprezentovala částice, které se v této suspenzi pohybují. Dá se ovšem změřit granulometrie, tedy zbytek na síť, tzv. nadsítne.

V případě oxidu vápenatého, s marketingovým označením Neutralac Q90, který byl použit při experimentu, jsou hodnoty granulometrie následující:

Zbytek na síť 200 μm max 0%

Zbytek na síť 90 μm max 15%

Pro určení rychlosti sedimentace jsem použil vztah, viz kap 4.1.:

$$w_o = \sqrt{\frac{4 \cdot d \cdot (\rho_p - \rho_v) \cdot g}{3 \cdot c_{xo} \cdot \rho_p}}$$

Pro určení rychlosti vznosu jsem použil vztah, viz kap 4.3.:

$$w = \sqrt{\frac{4 \cdot d \cdot \rho_p \cdot g}{3 \cdot c_{xv} \cdot \rho_v}}$$

Kde ρ_p hustota oxidu vápenatého

ρ_v hustota vápenného mléka

c_{xv} součinitel odporu kulové částice

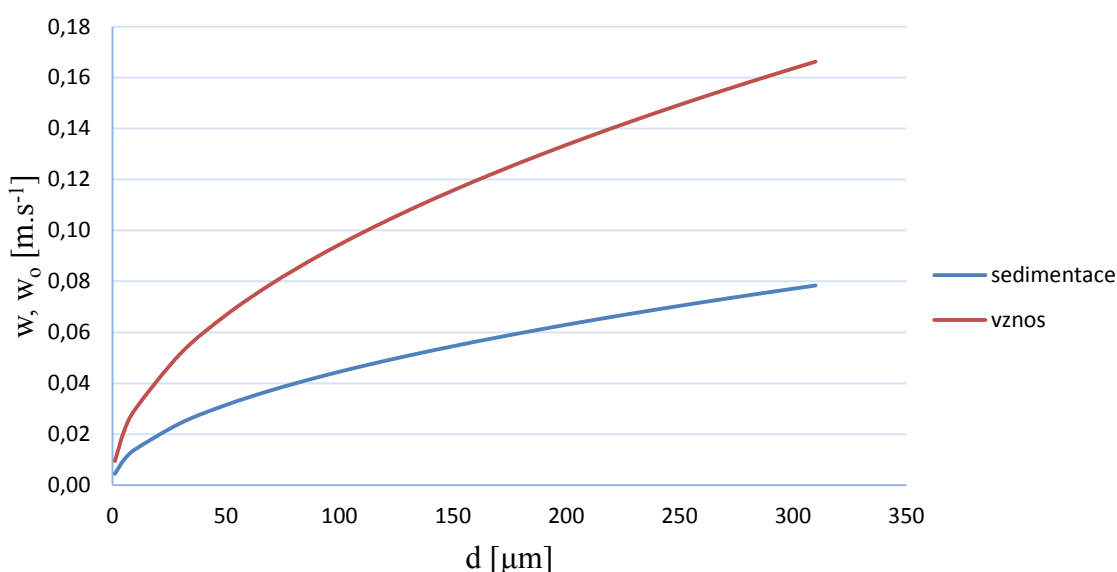
d střední průměr zrna

Součinitel odporu zrna pro turbulentní proudění ($550 < \text{Re} < 200\,000$) je $c_{xo}=0,44$ (tab. 4.1.) a stejně tak součinitel odporu zrna při vznosu $c_{xv}=0,44$. [1]

d	w ₀	w	d	w ₀	w
[μm]	[$\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$]	[$\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$]	[μm]	[$\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$]	[$\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$]
1	0,0045	0,0094	150	0,0545	0,1157
5	0,0100	0,0211	170	0,0580	0,1231
10	0,0141	0,0299	190	0,0614	0,1302
30	0,0244	0,0517	210	0,0645	0,1369
50	0,0315	0,0668	230	0,0675	0,1432
70	0,0372	0,0790	250	0,0704	0,1493
90	0,0422	0,0896	270	0,0731	0,1552
110	0,0467	0,0990	290	0,0758	0,1608
130	0,0508	0,1077	310	0,0784	0,1663

Tab. 6.4 Rychlost sedimentace a vznosu

Rychlost sedimentace a vnosu



Obr. 6.4 Závislost rychlosti sedimentace a vnosu na středním průměru zrna

Minimální rychlost v potrubí je $v_{\min}=0,88 \text{ m.s}^{-1}$. Na obr 6.4 lze vidět, že rychlost proudění suspenze je větší než rychlost sedimentace. Dá se proto s určitostí říct, že k sedimentaci nebude při proudění docházet.

6.3 Tlakový spád při proudění suspenze

Z důvodu použití dvou různých průměrů potrubí, jsem určení tlakové ztráty rozdělil na dvě části. První část, ve které je potrubí o vnitřním průměru $D=110 \text{ mm}$ a kterou proudí neustále průtok $Q=50 \text{ m}^3.\text{h}^{-1}$ a druhou část, ve které je potrubí s vnitřním průměrem $d=75 \text{ mm}$ a kterou proudí buď $32 \text{ m}^3.\text{h}^{-1}$ nebo $14 \text{ m}^3.\text{h}^{-1}$ podle toho jestli jede jedna dekontaminační linka nebo dvě. Do výpočtu jsem dosadil rychlost odpovídající většímu průtoku, protože ztráta s rychlostí proudění roste kvadraticky.

$$p_z = \left(\lambda \cdot \frac{L}{d} + \Sigma \xi \right) \cdot \frac{v^2 \cdot \rho}{2} \quad 6.1.$$

$$p_{z1} = \left(0,0231 \cdot \frac{287,6}{0,11} + 6 \right) \cdot \frac{1,46^2 \cdot 1125}{2}$$

$$\mathbf{p_{z1} = 79\,771,72\,Pa}$$

$$p_{z2} = \left(0,0231 \cdot \frac{288,3}{0,075} + 11 \right) \cdot \frac{2,01^2 \cdot 1125}{2}$$

$$\mathbf{p_{z2} = 227\,251,9\,Pa}$$

Výsledná tlaková ztráta ve smyčce je:

$$p_z = p_{z1} + p_{z2} = 79\,771,72 + 227\,251,9 = 307\,023,6 \text{ Pa}$$

6.4 Návrh čerpadel

K výběru čerpadla je třeba znát měrnou energii, která bude třeba na dopravu VM a také jaký druh čerpadla vybrat.

$$Y = \left(\lambda \cdot \frac{L}{D} + \Sigma \xi_1 \right) \cdot \frac{v_1^2}{2} + \left(\lambda \cdot \frac{l}{d} + \Sigma \xi_2 \right) \cdot \frac{v_2^2}{2} \quad 6.2.$$

$$Y = \left(0,0231 \cdot \frac{287,6}{0,11} + 6 \right) \cdot \frac{1,46^2}{2} + \left(0,0231 \cdot \frac{288,3}{0,075} + 11 \right) \cdot \frac{2,01^2}{2}$$
$$Y = 272,9 \text{ J} \cdot \text{kg}^{-1}$$

Na výběru čerpadla velmi záleží, protože čerpané médium, tedy vápenné mléko je poměrně abrazivní. Kromě nerozpuštěných částecek hydroxidu vápenatého se v něm vyskytují částičky různých oxidů např. křemíku, uhlíku, manganu, železa a hliníku. Kalová čerpadla vyrábí firmy Sigma, ISH Pumps Olomouc, MAPE atd.

Vzhledem k tomu, že ocelové části čerpadel se o takovéto médium rychle opotřebovávají, zvolil jsem čerpadlo s pogumovanými vnitřními částmi. Jedná se o kalové odstředivé horizontální čerpadlo MAPE 100 (obr. 6.5), které je určeno pro dopravu pevných, sypkých a jemně i hrubě zrnitých látek ve formě suspenze v kapalině.



Obr. 6.5 Kalové odstředivé horizontální čerpadlo MAPE 100 [6]

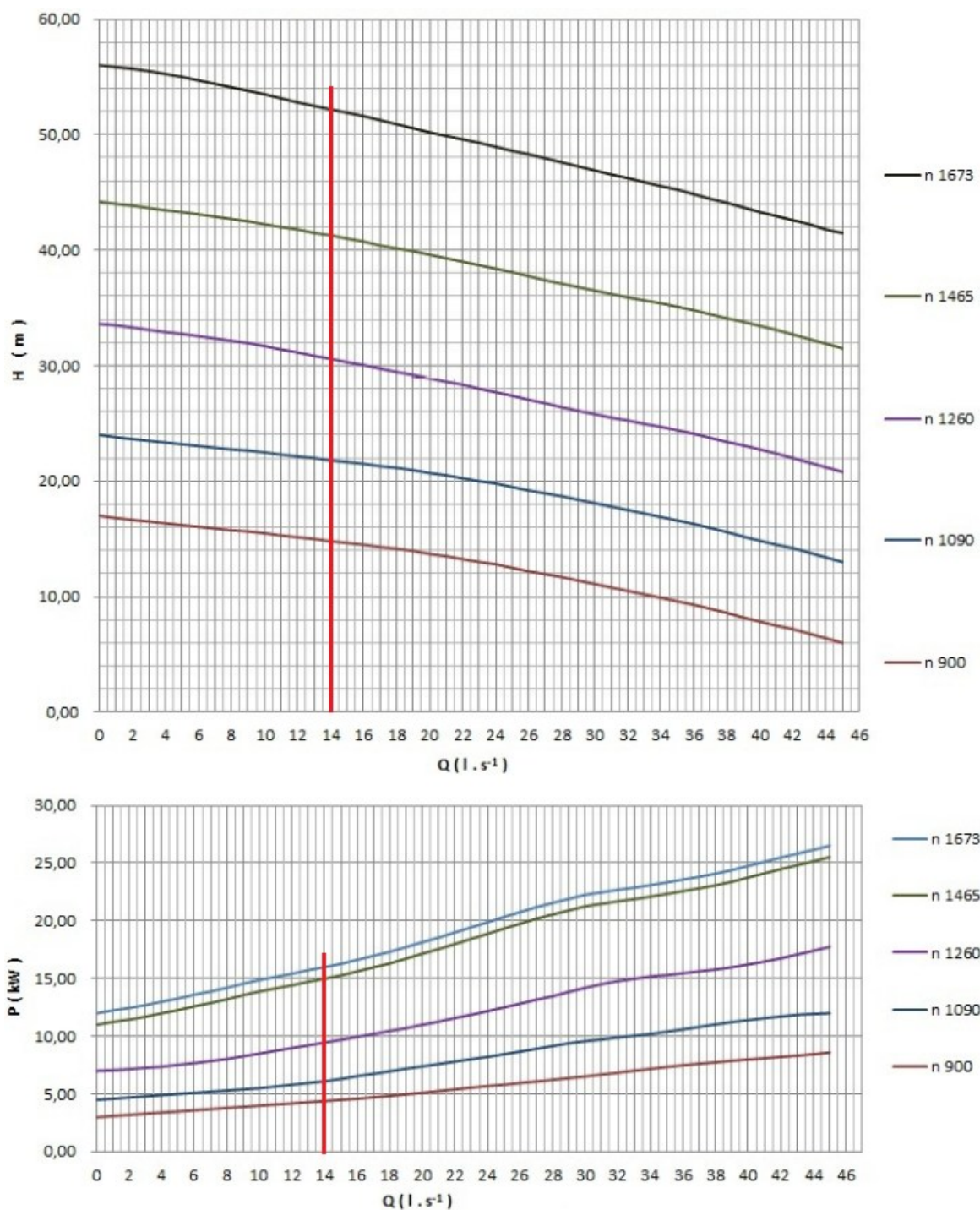
Čerpadlo se skládá z přední a zadní výměnné pryžové vložky a výměnného pogumovaného oběžného kola s ocelovým nebo nerezovým jádrem. Oběžné kolo je otevřená konstrukce, což je ideální pro čerpání médií s rozdílnou hrubostí zrna v suspenzi. Doba jeho opotřebení závisí na abrazi čerpaného média a na náročnosti provozu. V praxi se ovšem ve srovnání s klasickým nepogumovaným kolem potvrdila několikanásobně vyšší životnost. [6]

Parametry čerpadla: čerpané množství [Q] 0 – 47 l.s⁻¹
výtláčná výška [H] 0 – 56 m
hustota čerpaného média [ρ] až 1800 kg.m⁻³
zrnitost čerpaného média 0 – 35 mm

Technické parametry čerpadel MAPE - 100 při 50 Hz										
Q _r l.s ⁻¹	Q _r m ³ .h ⁻¹	H m.v.sl.	Y _r J.kg ⁻¹	n _r min ⁻¹	ρ ≤ 1100 kg.m ⁻³		ρ ≤ 1400 kg.m ⁻³		ρ ≤ 1600 kg.m ⁻³	
					PŘÍKON čerpacího kW	MOTOR kW min ⁻¹	PŘÍKON čerpacího kW	MOTOR kW min ⁻¹	PŘÍKON čerpacího kW	MOTOR kW min ⁻¹
15	54	15,0	145	900	5,32	5,5 950	6,77	7,5 960	7,74	7,5 960
		21,5	210	1090	7,52	11 960	9,57	11 960	10,94	11 960
		30,5	300	1260	11,30	15 1460	14,38	15 1460	16,44	18,5 1460
		36,0	350	1380	13,80	15 1460	17,56	18,5 1460	20,07	22 1460
		41,0	410	1465	16,80	18,5 1460	21,38	22 1460	24,44	30 1465

Obr. 6.6 Technické parametry čerpadla MAPE 100 [6]

Pro realizaci navrženého obvodu je nejvhodnější čerpadlo s průtokem $Q=15 \text{ l.s}^{-1}$. Při potřebě dosáhnout měrné energie $Y=272,7 \text{ J.kg}^{-1}$ volím motor o výkonu $P=15 \text{ kW}$ a otáčkách $n=1460 \text{ min}^{-1}$. Tato volba splňuje i podmínku hustoty čerpaného média $\rho \leq 1400 \text{ kg.m}^{-3}$. Hustota VM je 1125 kg.m^{-3} .



Obr. 6.7 Výkonový diagram čerpadla MAPE 100 [6]

6.5 Návrh udržování optimálního tlaku ve vápenné smyčce

Optimálním tlakem se rozumí taková hodnota tlaku za čerpadlem, která pokryje ztráty v obvodu, viz kap. 6.3. Tlakový spád se může postupem času měnit, což může být způsobeno změnou kvality vápna nebo vody, špatným vedením procesu hašení, vytváření nánosů atp. V takovém případě se bude tlak před odběry snižovat pomalu. Při větším problému dojde k velké změně tlaku v krátké době a systém nahlásí chybu obsluze zařízení. Pro kontrolu

tlaku ve smyčce jsem vybral digitální snímač tlaku Cerabar PMC71 (obr. 6.8). Ten jsem umístil za čerpadlo a před odběry.



Obr. 6.8 Digitální snímač tlaku Cerabar PMC71; měřicí rozsah: 0,01 až 4 MPa, přesnost: $\pm 0,075\%$ [5]

Pro kontrolu průtoku ve smyčce jsem umístil průtokoměry za čerpadlo a za odběry. Vybral jsem elektromagnetický průtokoměr Proline Promag 10D (obr. 6.9). Průtokoměry jsou důležité pro zjišťování, zda nedošlo poklesu rychlosti proudění pod rychlost sedimentace.



Obr. 6.9 Průtokoměr Proline Promag 10D, měřicí rozsah: 9 až 4700 dm³.min, Přesnost: $\pm 0, \%$ [5]

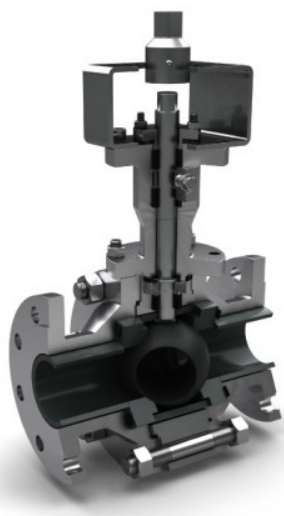
Zařízení je v provozu po celý rok. Z toho důvodu je třeba vložit hadice do teplotně odizolovaného žlabu a umístit na začátek a do poloviny tratě snímače teploty. Vybral jsem

odporový teploměr Omnigrad T TST187 (obr. 6.10). Všechny tyto komponenty jsou od firmy Endress+Hauser.



*Obr. 6.10 odporový teploměr Omnigrad T TST187; měřící rozsah: -50 až +400°C
Přesnost: Pt100 třída A [5]*

Odběry jsou realizovány pomocí dvou odboček ze smyčky a řídí se na základě fáze, ve které se neutralizace nachází. Pokud je dekontaminace dokončena, tak se vypouští a konkrétní odbočka je uzavřena. Pokud probíhá plnění, pak je přítok vápenného mléka řízen regulačním kulovým ventilem. Ten je opatřen keramickou vrstvou, která je odolná proti abrazi. Vybral jsem kulový kohout KST-HT od firmy Avemar (obr. 6.11). Kohout je určen pro vysoce abrazivní a vysoce agresivní média a dodává se v provedení uzavíracím nebo regulačním.



Obr. 6.11 Kulový kohout KST-HT od firmy Avemar [12]

Pro řízení ventilu navrhuji použít pneumatický aktuátor B1JU 10/40 (obr. 6.12) se zpětným pohybem pomocí pružiny od firmy Metso. Ten zaručuje přesné řízení otevírání ventilu pro dávkování vápenného mléka.



Obr. 6.12 Pneumatický aktuátor B1JU 10/40 od firmy Metso [13]

Vzhledem k poměrně náročným provozním podmínkám a nutnosti zajistit vždy potřebné množství VM, je vhodné použít dvě čerpadla zapojené paralelně, viz obr. 6.2. V případě, že by u jednoho z čerpadel došlo k poruše, systém automaticky zapne náhradní čerpadlo a odpojí čerpadlo porouchané.

Pro případ, že by došlo k výpadku elektrické energie, by bylo vhodné instalovat záložní generátor. Ten by zajistil jak promíchávání VM v nádrži, tak i jeho cirkulaci ve smyčce.

Pro krajní případy bych doporučil nainstalovat na každých 50 m tratě přípojku na čistou vodu, kterou by se VM ze smyčky vypláchno. VM má tendenci sedimentovat a v případě, že by se do 30 až 60 minut nepodařilo obnovit cirkulaci a promíchávání, tak by se činnost zařízení bez proplachu vodou obnovovala jen velmi obtížně.

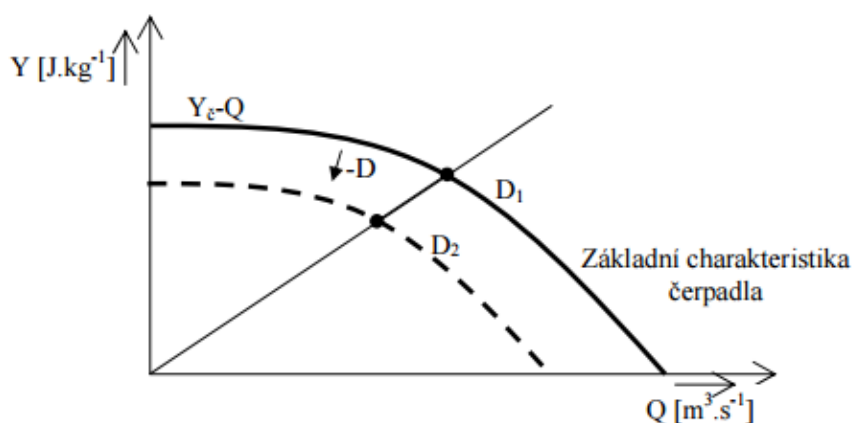
6.6 Možnosti regulace

Odběr vápenného mléka není při neutralizaci kontinuální a v čase se mění. Smyčka dodává VM do dvou neutralizačních linek, které se střídavě plní, poté proběhne neutralizace a následně se vypouští. Může nastat situace, že odběr vápenného mléka je nulový a naopak může dojít k souběhu neutralizací v obou linkách. Harmonogram provozu linek není pevný, neboť záleží na dalších okolnostech, jako je rychlost naplnění neutralizační linky a obsah kyselin v roztocích, který je proměnný. Pokud nastane situace, kdy jsou oba odběry uzavřeny je třeba průtok smyčkou regulovat, aby nedocházelo ke zbytečně velkým ztrátám energie.

Možnosti regulace jsou v zásadě čtyři. Škrcení na výtlaku, regulace obtokem čerpadla, změna otáček čerpadla, nebo stočení oběžného kola. Vzhledem k tomu, že obvod je koncipován jako smyčka, je regulace obtokem čerpadla nevhodná.

Škrcení na výtlaku je nejjednodušší způsob. Je jednoduchý, cenově nenáročný, ale je energeticky nevýhodný. Dále je také třeba vzít v úvahu čerpané médium. Tím je v tomto případě suspence s poměrně silnými abrazivními vlastnostmi. Clona by se tedy velmi rychle opotřebovávala a nakonec by svoji schopnost ztratila úplně.

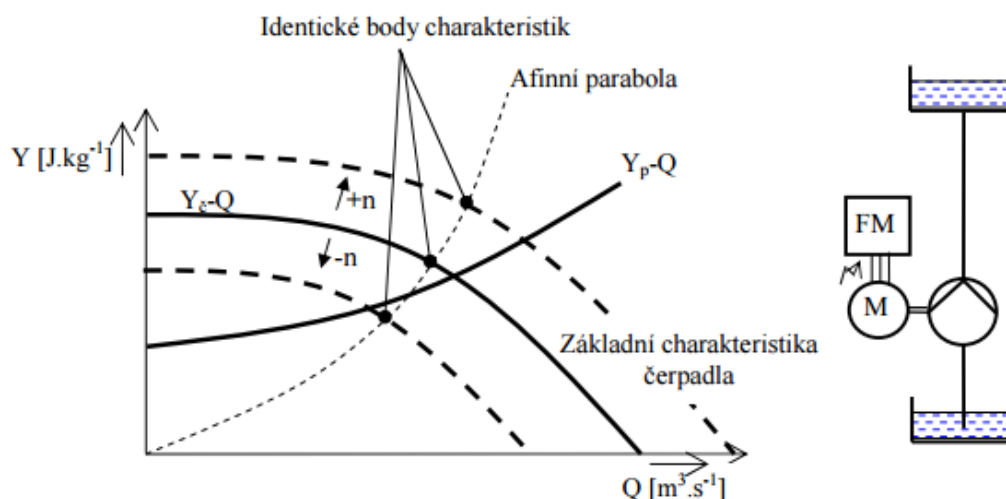
Další způsob je stočení oběžného kola (obr. 6.13). Jedná se o trvalé snížení výkonu. Tuto variantu je vhodné zvolit jen tehdy, pokud čerpadlo dává trvale vyšší parametry, než je požadováno.



Obr. 6.13 Regulace stočením oběžného kola [11]

Posledním způsobem je regulace otáček (obr. 6.14). Vzhledem ke škrcení na výtlaku jde o energeticky úspornější variantu, nicméně pořizovací cena je vyšší. I přes vyšší pořizovací

cenu jsem z možných variant vybral regulaci otáček pomocí frekvenčního měniče, viz obr. 6.2. Firma Mape ho dodává přímo k čerpadlům a další výhodou je, že regulace bude rychlá a nebude docházet k zbytečným ztrátám. Změna otáček bude probíhat v závislosti na rychlosti proudění ve zpětné větvi. Jakmile dosáhne hodnoty větší než $2,5 \text{ m.s}^{-1}$ dojde ke snížení otáček. Pokud by rychlost klesla pod $0,8 \text{ m.s}^{-1}$ dojde ke zvýšení otáček.



Obr. 6.14 Regulace změnou otáček čerpadla frekvenčním měničem [11]

7 Závěr

Diplomová práce byla zadána firmou Kočka, inženýrské technologie a je součástí jednoho z komplexních technologických projektů, kterými se firma zabývá. Všechny body zadání byly splněny a provedl jsem kompletní návrh obvodu pro dopravu vápenného mléka dle zadaných požadavků. V druhé, třetí a čtvrté kapitole je zpracována rešerše o problematice proudění suspenzí.

Ve své práci jsem zpracoval metodiku návrhu smyčky pro čerpání suspenzí. V páté kapitole se zabývám určením vlastností suspenze, v tomto případě kinematickou viskozitou vápenného mléka. Musíme však vzít v úvahu, že velmi záleží na konkrétních vlastnostech vápna, ze kterého se suspenze vyrábí. Vzhledem k tomu, že u vápenného mléka nelze využít klasických metod určování viskozity kvůli zrnům pevných látek, které se v něm vyskytují, bylo třeba ji určit experimentálně. Výsledek je uveden v tab. 5.1 a graficky znázorněn v grafu na obr. 5.3.

V šesté kapitole se zabývám samotným návrhem cirkulační smyčky. Smyčku jsem navrhl z důvodu, že vápenné mléko je látka, která poměrně rychle sedimentuje. Neustálé proudění touto jevu zabrání a nedojde tak k ucpání obvodu. Problémem při návrhu bylo, že neexistuje přesný odběrový diagram. Odběr vápenného mléka je podle aktuální potřeby dekontaminačního zařízení. Nicméně jsem měl k dispozici hodnoty průtoku první části smyčky a odebírané množství pro jednotlivé linky (tab. 6.1). Na základě těchto parametrů jsem navrhl pro dopravu vápenného mléka hadici SMSP od firmy Semperit, průměru $D=110$ mm a $d=75$ mm (obr. 6.2), kterou dodává firma Gumex, s.r.o. Parametry této hadice odpovídají nárokům na čerpání suspenzí. Dále jsem určil rychlost sedimentace a vzhledem k tomu, že rychlost proudění je několikanásobně vyšší než rychlost sedimentace, je zaručeno, že při čerpání nebude k usazování docházet. Nicméně kdyby z nějakého důvodu došlo k zastavení cirkulace, tak po delší odstavce by se provoz obnovoval jen velmi obtížně.

V kapitole 6.4 je návrh čerpadel. Vybral jsem čerpadla MAPE. Tyto čerpadla jsou speciálně určené pro dopravu pevných, sypkých a jemně i hrubě zrnitých látek ve formě suspenze v kapalině. Vzhledem k potřebě dosáhnout měrné energie $Y=272,7 \text{ J.kg}^{-1}$ jsem zvolil motor o výkonu $P=15\text{kW}$. Ten splňuje i podmínku hustoty čerpaného média $\rho \leq 1400 \text{ kg.m}^{-3}$. Hustota VM je 1125 kg.m^{-3} . V kapitolách 6.5 a 6.6 jsem navrhl a popsal způsoby udržování a kontroly optimálního tlaku a možnosti regulace průtoku. Pro kontrolu

tlaku v obvodu jsem navrhl použít snímače tlaku Cerabar PMC71. Pro kontrolu průtoku průtokoměry Proline Promag 10D, které mají nízkou hodnotu odporu proti proudění. Vzhledem k celoročnímu provozu jsem také navrhl použít odporový teploměr Omnigrad T TST187. Tyto tři komponenty jsou všechny od stejné firmy. Odběr vápenného mléka bude řídit kulový kohout KST-HT od firmy Avemar ovládaný aktuátorem B1JU 10/40 od firmy Metso.

8 Seznam použité literatury

- [1] JANALÍK, Jaroslav. *Potrubní hydraulická a pneumatická doprava*. Ostrava, 1984 ISBN 80-7078-595-0.
- [2] Kupka, F., Hrbek, J., Janalík, *Hydraulická doprava v potrubí*, SNTL Praha 1970, 307 s.
- [3] Tesařík, I.: *Proudění tekutiny pórovitým prostředím*, N-ČSAV Praha 1961
- [4] Incropera, F.P., Dewitt, D.P., Bergman, T.L., Lavine, A.S.: *Fundamentals of Heat and Mass Transfer*, John Wiley and Sons, 2006, 995 str. ISBN-10-0-471-45728-0
- [4] Kozák, J., Cagaš, Z.: *Hodnocení upravitelnosti a způsoby dopravy nerostných surovin*, SNTL Praha 1965
- [5] Endress+Hauser. *E-direct* [online]. Praha: Endress+Hauser Czech s.r.o., 2016 [cit. 2016-04-20]. Dostupné z: <http://www.e-direct.endress.com>
- [6] Mape CZ. *Mape CZ* [online]. Karlovy Vary: Mape CZ s.r.o., 2013 [cit. 2016-04-20]. Dostupné z: <http://www.mapecz.cz/>
- [7] RAUTOVÁ, Jana. *Potrubní systémy a armatury*. Ostrava, 2011. Studijní opora.
- [8] GUMEX, SPOL. S R. O. [online]. Strážnice: Gumex, 2015 [cit. 2016-04-21]. Dostupné z: http://www.gumex.cz/katalogy/Katalog_2015_CZ/FLASH/index.html
- [9] *Periodická tabulka: Hydrochemická těžba uranu* [online]. 2009 [cit. 2016-04-27]. Dostupné z: <http://www.prvky.com/hydrochemicka-tezba.html>
- [10] České vysoké učení technické v Praze. In: *Fakulta strojní* [online]. Praha: ČVUT FS, 2014 [cit. 2016-04-27]. Dostupné z: http://users.fs.cvut.cz/~vavrirom/ZTI/mistni_ztraty_vodovod.pdf

- [11] BLEJCHAŘ, Tomáš a Sylva DRÁBKOVÁ. Čerpací technika a potrubí: Návod do cvičení [online]. Ostrava, 2010 [cit. 2016-04-28]. Dostupné z: <http://www.338.vsb.cz/PDF/Blechar-Drabkova-CTaPNDC.pdf>
- [12] *Avemar cz s.r.o.* [online]. Opava: Avemar cz s.r.o., 2015 [cit. 2016-05-04]. Dostupné z: <http://www.avemar.cz/>
- [13] *Metso expect results* [online]. Metso, 2016 [cit. 2016-05-04]. Dostupné z: <http://www.metso.com/>

9 Seznam příloh

CD-ROM